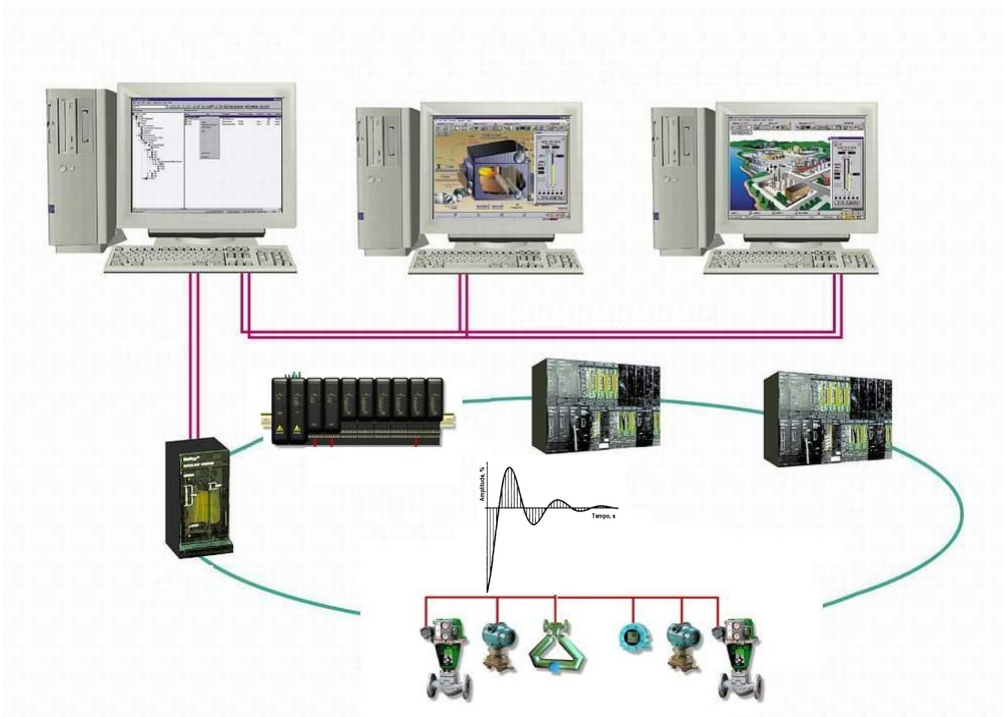
Controle de Processo

8ª edição



Marco Antônio Ribeiro

Controle de Processo

8ª edição

Marco Antônio Ribeiro

Dedicado a **Nereu De Rossi**

Quem pensa claramente e domina a fundo aquilo de que fala, exprime-se claramente e de modo compreensível. Quem se exprime de modo obscuro e pretensioso mostra logo que não entende muito bem o assunto em questão, ou então, que tem razão para evitar falar claramente. (Rosa Luxemburg)

© Tek Treinamento & Consultoria, 12005
Salvador, BA, Verão 2005

Prefácio

Desde que foi escrita a primeira edição deste trabalho, em 1974, ainda com o nome de *Teoria de Controle*, muitas mudanças ocorreram no campo de controle de processo industrial. Apareceram os instrumentos inteligentes, nome não muito inteligente para instrumentos microprocessados, houve uma proliferação de computadores em aplicações de controle e atualmente há um aumento intensivo de aplicações de controladores lógico programáveis, substituindo os prosaicos relés eletromecânicos.

Mesmo com os avanços da tecnologia aplicada aos instrumentos que realizam o controle de processo, as idéias básicas e fundamentais ainda são válidas e aplicáveis ao conceito de controle.

Este trabalho ***Controle de Processo*** pretende ser uma introdução aos princípios básicos e as práticas dos vários métodos e estratégias de controle. O desenvolvimento matemático é o mínimo possível e é usado apenas para enfatizar os aspectos físicos e a teoria de operação das ações de controle.

O presente trabalho faz uma revisão dos conceitos de **Processo Industrial**, mostrando os parâmetros de dificuldade de controle como tempo morto e característico. São apresentadas as diferentes estratégias de controle através da **Malha de Controle**, enfatizando a realimentação negativa, que é a base da maioria absoluta das aplicações praticas. É apresentado o **Controlador**, com suas partes constituintes e para fixar idéias, são detalhados os funcionamentos do controlador analógico (pneumáticos de painel e campo, eletrônico com amplificadores operacionais) e o controlador digital, microprocessado como single loop e o bloco de controle de sistemas digitais. As ações de Controle são explicadas, quando são mostradas características e aplicações das ações Proporcional, Integral e Derivativa e apresentados os vários métodos de sintonia do controlador, operação fundamental para a operação estável e eficiente da malha de controle. De um modo simples, são apresentados os esquemas mais complexos, envolvendo o **Controle Multivariável**, onde são vistos os conceitos, configurações e aplicações dos sistemas de controle cascata, relação de vazões, faixa dividida e auto seletor.

Este trabalho constitui a base de um **curso** de Controle de Processo que o autor ministra por todo o Brasil, principalmente para engenheiros e técnicos da Petrobras e é usado como livro texto em Escolas Técnicas, Centros de Tecnologia e Faculdades de Engenharia.

As sugestões, as criticas destrutivas e as correções são benvindas, desde que tenham o objetivo de tornar mais claro e entendido o assunto.

Endereço físico do autor: Rua Carmen Miranda 52, A 903, CEP 41820-230
Fone (0xx71) 3452.3195, Fax (0xx71) 3452.4286 e Celular (071) 9989.9531.
E-mail: **marcotek@uol.com.br.**

Marco Antônio Ribeiro
Salvador, BA, Verão 2005

Conteúdo

PREFÁCIO 1

CONTEÚDO I

1. CONTROLE DE PROCESSO 1

OBJETIVOS DE ENSINO 1
1. CONCEITOS E TERMINOLOGIA 1
2. VANTAGENS DO CONTROLE 1
2.1. Qualidade do Produto 2
2.2. Quantidade do Produto 2
2.3. Economia do Processo 2
2.4. Ecologia 2
2.5. Segurança da Planta 3
2.6. Proteção do Processo 3
3. TIPOS DE CONTROLE 4
3.1. Controle Manual 4
3.2. Controle com feedback 4
3.3. Controle com Servomecanismo ... 5
4.SISTEMAS DE CONTROLE 7
4.1. Introdução 7
4.2. Controle de temperatura 8
4.3. Controle de temperatura e vazão 8
4.4. Controle de temperatura, vazão e nível 9
4.5. Controle de temperatura, vazão, nível e análise 9
4.6 Controle digital direto 10
4.7. Controle digital distribuído 10
4.8. Controle supervisório e aquisição de dados (SCADA) 16
Equipamento (Hardware) 17
Programa Aplicativo (Software) 18
5. AUTOMAÇÃO 19
5.1. Conceito 19
5.2. Automação e mão de obra 19
5.3. Automação e controle 20
5.4. Graus de Automação 20
Ferramentas manuais 20
Ferramentas acionadas 20
Quantificação da energia 20
Controle programado 20
Controle com realimentação negativa . 21
Controle da máquina com cálculo 21
Controle lógico da máquina 21
Controle Adaptativo 21
Controle indutivo 21
Máquina criativa 21
Aprendendo pela máquina 21

2. PROCESSO INDUSTRIAL 22

OBJETIVOS DE ENSINO 22
1. PROCESSO INDUSTRIAL 22
1.1. Conceito 22
1.2. Processo Contínuo 22
1.3. Processo Batelada (Batch) 23
Conceito 23
Gerenciamento da Batelada 25
1.4. Processo discreto 25
1.5. Manufatura de Peças 25
2. VARIÁVEIS DO PROCESSO 25
2.1. Introdução 25
2.2. Variável Controlada 26
2.3. Variável Medida 26
2.4. Variável Manipulada 26
2.5. Variáveis Aleatórias e Distúrbios 27
2.6. Grau de Liberdade e Variáveis .. 28
3. CONTROLE DO PROCESSO 28
3.1. Controlabilidade do Processo 29
3.2. Parâmetros Dinâmicos 29
3.3. Inércia 29
3.4. Tempo Morto 29
3.5. Tempo Característico 31
Resistência 31
Capacitância 32
4. TIPOS BÁSICOS DE PROCESSO 34
4.1. Processo Auto-regulante 34
4.2. Processo Integrante 35
4.3. Processo run away) 35
4.4. Outro enfoque 36

3. MALHA DE CONTROLE 38

OBJETIVOS DE ENSINO 38
1. MALHA DE CONTROLE 38
2. INSTRUMENTOS DA MALHA 38
2.1. Elemento Sensor 39
2.2. Transmissor 39
2.3. Transdutor i/p 39
2.4. Controlador 40
2.5. Válvula de Controle 40
3. MALHA ABERTA 41
3.1. Indicação e Registro 41
3.2. Controle Manual 41
3.3. Controle Programado 41
4. MALHA FECHADA 42
4.1. Realimentação 42
4.2. Realimentação Positiva 42
4.3. Realimentação Negativa 42

5. CONTROLE *FEEDFORWARD* 44
5.1. Introdução *44*
5.2. Funções Básicas *44*
5.3. Partes Fundamentais *44*
5.4. Características *45*
5.5. Limitações *45*
5.6. Comparação com o Feedback ... *46*
Semelhanças 46
Diferenças 46
Associação 46
5.7. Desenvolvimento do Controlador *47*
Desenvolvimento da equação do controlador 47
Componentes do controlador 48
5.8. Aplicações *49*
Caldeira a três elementos 49
Coluna de destilação 49
Neutralização de pH 50
5.9. Conclusão *54*
5. ESTABILIDADE DA MALHA 54
5.1. Curva de reação ao degrau *55*
5.2. Critérios de Estabilidade *55*
5.3. Função de Transferência *56*
5.4. Ganho *56*
5.5. Banda Proporcional *57*
5.6. Ângulo de fase *58*
5.7. Oscilação *59*
5.8. Saturação *59*
5.9. Amortecimento *60*
5.10. Condições de Estabilidade *60*

4. CONTROLADOR 62

OBJETIVOS DE ENSINO 62
1. CONCEITO 62
1.1. Medição *62*
1.2. Ponto de Ajuste *64*
1.3. Estação Manual *64*
1.4. Unidade de Balanço Automático 64
1.5. Ação Direta ou Inversa *64*
Vazio seguro e válvula na saída. 65
Vazio seguro e válvula na entrada. 65
Cheio seguro e válvula na saída. 65
Cheio seguro e válvula na entrada. 65
2. CIRCUITOS DO CONTROLADOR 66
2.1. Controlador Paralelo *66*
2.2. Controlador Série *66*
2.3. Controlador Analógico *67*
2.4. Controlador Digital *67*
3. CONTROLADORES PNEUMÁTICOS 68
3.1. Controlador Liga-Desliga *68*
3.2. Controlador Intervalo Diferencial 69
3.3. Controlador Proporcional *69*
3.4. Controlador P + I *70*
3.5. Controlador P + D *71*
3.6. Controlador P + I + D *72*
4. CONTROLADORES ELETRÔNICOS 73
4.1. Controlador Liga-Desliga *73*
4.2. Controlador Proporcional *74*
4.3. Controlador P + I *75*
4.4. Controlador Integral *75*
4.5. Controlador P + I *77*
4.6. Controlador Derivativo e a Três Modos (PID) *79*
4.7. Controlador Derivativo *79*
4.8. Controlador PID Paralelo *81*
5. CONTROLADOR DIGITAL 82
5.1. Introdução *82*
5.2. Esquemas de Controle Digital ... *82*
5. Funções do controlador *83*
5.4. Entrada de dados *85*
5.5. Algoritmo de controle *86*
5.5. Saída do comando *89*
5.6. Modos de Operação *89*
5.7. Situações anormais. *90*
6. CONTROLADOR VIRTUAL 90
6.1. Conceito *90*
6.2.Controlador virtual comercial *91*
Face frontal do controlador 92
Ação Automática ou Manual 92
Ponto de ajuste Remoto ou Local 93
Controle de relação 94
Sintonia do Controlador 94
Tela de ajuda 95
Janelas de modificação de ajustes 95
Tendência do controlador 95

7. ALGORITMO PID 96

1. AÇÃO OU MODO DE CONTROLE 96
2. AÇÃO LIGA-DESLIGA 97
2.1. Conceitos *97*
2.2. Aplicações *98*
3. AÇÃO PROPORCIONAL 98
3.1. Conceito *98*
3.2. Relação Matemática *99*
3.3. Desvio Permanente *100*
3.4. Reset manual e automático *101*
3.5. Aplicações da Ação Proporcional *102*
4. AÇÃO INTEGRAL 102
4.1. Conceito *102*
4.2. Relação Matemática *103*
4.3. Características *103*
4.4. Saturação do Modo Integral *105*
4.5. Aparecimento da Saturação *105*
4.6. Eliminação da Saturação *106*
5. AÇÃO DERIVATIVA 106
5.1. Conceito *106*
5.2. Relação Matemática *107*
5.3. Características *107*
5.4. Aplicações *108*
6.2. Tipos de Controladores *110*
7. CONTROLE DAS VARIÁVEIS 110
7.1. Pressão *110*
7.2. Vazão *111*
7.3. Nível *112*
7.4. Temperatura *112*

8. SINTONIA DO CONTROLADOR 113
8.1. Critérios de Desempenho 114
Erro acumulado 114
Pico do Erro 116
8.2. Modos do Controlador 116
Modo Proporcional 117
Modo Integral 117
Modo Derivativo 117
8.3. Componentes da Malha..... 117
Dinâmicas da Malha.....117
Tempo Morto e Constante de Tempo.118
8.4. Mecânica da Sintonia..... 118
8.5. Critérios de Sintonia..... 119
Método da Oscilação Amortecida.....120
Método Final 120
Método da Estabilidade Limite 121
8.6. Ajustes Típicos..... 122
8.7. Sumário..... 122

8. CONTROLE MULTIVARIÁVEL 124

OBJETIVOS DE ENSINO 124
1. INTRODUÇÃO 124
2. REALIMENTAÇÃO NEGATIVA 124
3. CONTROLE CASCATA 126
3.1. Introdução 126
3.2. Conceito 127
3.3. Objetivos 127
3.4. Vantagens 128
3.5. Saturação do modo integral..... 128
3.6. Aplicações..... 128
Reator com temperatura e pressão....128
Reator com temperatura cascateando temperatura.....129
4. CONTROLE DE FAIXA DIVIDIDA 129
4.1. Conceito 129
4.2. Aplicações..... 129
Aquecimento e resfriamento 129
Temperatura com dois combustíveis..130
7. CONTROLES CHAVEADOS..... 130
8. CONTROLE AUTO-SELETOR..... 131
8.1. Conceito 131
8.2. Exemplos 132
8.3. Características 132
8.4. Cuidado para a não Saturação 132
8.5. Aplicações..... 133
Controle de Compressor 133
10. CONTROLE DE RELAÇÃO (RATIO)..... 134
10. 1. Conceitos 134
10.2. Características 135
10.3. Aplicações..... 136
Controle de relação com divisor 136
Controle de relação com multiplicador 136
Controle de relação e cascata.....137

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS....138

1. Controle de Processo

Objetivos de Ensino

1. *Apresentar objetivo, vantagens e aplicações do controle automático.*
2. *Mostrar o controle manual e automático.*
3. *Explicar a diferença entre controle de processo e servomecanismo, dando um exemplo detalhado de cada um.*
4. *Mostrar como um sistema de controle de processo pode se tornar cada mais complexo, pela adição das variáveis do processo temperatura, vazão, nível, analise.*
5. *Mostrar de modo simplificado como aparece o controle digital direto, supervisório e distribuído a computador, mostrando características de cada um.*

1. Conceitos e terminologia

Controlar um processo industrial é manter a variável controlada em uma das três seguintes condições:

1. sempre igual ao ponto de ajuste, que é o valor desejado
2. próximo ao ponto de ajuste
3. oscilando constantemente em torno do ponto de ajuste.

O que determina a condição são as ações de controle envolvidas.

Controle automático é quando não há intervenção do operador (ou há a mínima intervenção do operador). O controle pode ser opcionalmente manual, quando o operador atua manualmente no processo.

Todo controle envolve uma medição. O controle é sempre tão bom quanto a medição.

Monitorar um processo é acompanhar os valores das variáveis, porém sem condição de atuar em linha, para fazer as devidas correções.

Alarmar um processo é colocar dispositivos para chamar a atenção do operador, quando a variável controlada igular ou ultrapassar determinados valores pré-determinados. O alarme pode incluir o intertravamento, quando, além de chamar a atenção do operador, atua no processo, desligando ou ligando algum equipamento para manter o processo sempre seguro.

Automatizar um processo é integrar e coordenar todas as funções de medição, controle, alarme, intertravamento e monitoração. Controle automático não é automação. O controle automático é uma das varias camadas da automação.

2. Vantagens do controle

As principais estão vantagens do controle automático relacionadas com a qualidade e quantidade dos produtos, fabricados com segurança e sem subprodutos nocivos. Há muitas outras vantagens. O controle automático possibilita a existência de processos extremamente complexos, impossíveis de existirem apenas com o controle manual. Um processo industrial típico envolve centenas e até milhares de sensores e de elementos finais de controle que devem ser operados e coordenados continuamente.

Como vantagens, o instrumento de medição e controle

1. não fica aborrecido ou nervoso,
2. não fica distraído ou atraído por pessoas bonitas,
3. não assiste a um jogo de futebol na televisão nem o escuta pelo rádio,
4. não pára para almoçar ou para ir ao banheiro,
5. não fica cansado de trabalhar,
6. não tem problemas emocionais,
7. não abusa seu corpos ou sua mente,
8. não tem sono,
9. não folga do fim de semana ou feriado,
10. não sai de férias,
11. não reivindica aumento de salário.

Porém, o instrumento

1. sempre apresenta erro de medição
2. opera adequadamente somente quando estiver nas condições previstas pelo fabricante,
3. requer calibrações periódicas, para se manter exato e as incertezas dos padrões de calibração podem afetar suas medições,

4. requer manutenção preventiva ou corretiva, para que sua precisão se mantenha dentro dos limites estabelecidos pelo fabricante e se essa manutenção não for correta, ele se degrada ao longo do tempo,
5. é provável que algum dia ele falhe e pela lei de Murphy, esta falha geralmente acontece na pior hora possível e pode acarretar grandes complicações.

2.1. Qualidade do Produto

A maioria dos produtos industriais é fabricada para satisfazer determinadas propriedades físicas e químicas. Quanto melhor a qualidade do produto, menores devem ser as tolerâncias de suas propriedades. Quanto menor a tolerância, maior a necessidade dos instrumentos para a medição e o controle automático. O controle automático garante a pequena variabilidade do processo.

Os fabricantes executam testes físicos e químicos em todos os produtos feitos ou, pelo menos, em amostras representativas tomadas aleatoriamente das linhas de produção, para verificar se as especificações estabelecidas foram atingidas pela produção. Para isso, são usados instrumentos tais como densitômetros, viscosímetros, espectrômetros de massa, analisadores de infravermelho, cromatógrafos e outros.

Os instrumentos possibilitam a verificação, a garantia e a repetitividade da qualidade dos produtos.

Atualmente, o conjunto de normas ISO 9000 exige que os instrumentos que impactam a qualidade do produto tenham um sistema de monitoração, onde estão incluídas a manutenção e calibração documentada deles.

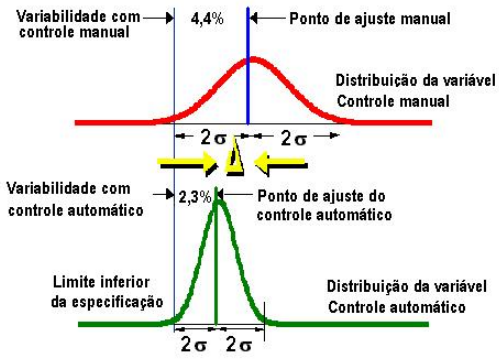


Fig. 1.1. Variabilidade do processo com controle manual e controle automático

2.2. Quantidade do Produto

As quantidades das matérias primas, dos produtos finais e das utilidades devem ser medidas e controladas para fins de balanço do custo e do rendimento do processo. Também é freqüente a medição de produtos para venda e compra entre plantas diferentes.

Os instrumentos de indicação, registro e totalização da vazão e do nível fazem a aquisição confiável dos dados através das medições de modo continuo e preciso.

Os instrumentos asseguram a quantidade desejada das substancias.

Os instrumentos utilizados para mostar as quantidades transferidas em compra e venda são chamados de instrumentos para transferência de custódia. As variáveis típicas de quantidade são a vazão e o nível.

Fig. 1.2. Instrumentos de medição de nível

2.3. Economia do Processo

O controle automático economiza a energia, pois elimina o superaquecimento de fornos, de fornalhas e de secadores. O controle de calor está baseado geralmente na medição de temperatura e não existe nenhum operador humano que consiga sentir a temperatura com a precisão e a sensitividade do termopar ou da resistência.

Os instrumentos garantem a conservação da energia e a economia da sua utilização.

2.4. Ecologia

Na maioria dos processos, os produtos que não são aproveitáveis e devem ser jogados fora, são prejudiciais às vidas animal e vegetal. A fim de evitar este resultado nocivo, devem ser adicionados agentes corretivos para neutralizar estes efeitos. Pela medição do pH

dos efluentes, pode se economizar a quantidade do agente corretivo a ser usado e pode se assegurar que o efluente esteja não agressivo. Os instrumentos garantem efluentes limpos e inofensivos.

Fig. 1.3. Tubulação para transferência de produtos

2.5. Segurança da Planta

Muitas plantas possuem uma ou várias áreas onde podem estar vários perigos, tais como o fogo, a explosão, a liberação de produtos tóxicos. Haverá problema, a não ser que sejam tomados cuidados especiais na observação e no controle destes fenômenos. Hoje são disponíveis instrumentos que podem detectar a presença de concentrações perigosas de gases e vapores e o aparecimento de chama em unidades de combustão. Os instrumentos protegem equipamentos e vidas humanas.

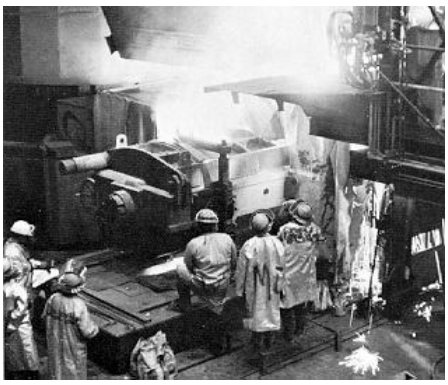


Fig. 1.4. Área industrial hostil

2.6. Proteção do Processo

O processo deve ter alarme e proteção associados ao sistema de medição e controle. O alarme é realizado através das mudanças de contatos elétricos, monitoradas pelos valores máximo e mínimo das variáveis do processo. Os contatos dos alarmes podem atuar (ligar ou desligar) equipamentos elétricos, dispositivos sonoros e luminosos.

Os alarmes podem ser do valor absoluto do sinal, do desvio entre um sinal e uma referência fixa e da diferença entre dois sinais variáveis.

É útil o uso do sistema de desligamento automático ou de trip do processo. Deve-se proteger o processo, através de um sistema lógico e seqüencial que sinta as variáveis do processo e mantenha os seus valores dentro dos limites de segurança, ligando ou desligando os equipamentos e evitando qualquer seqüência indevida que produza condição perigosa.

Fig. 1.5. Plataforma marítima: uma área de risco

Os primeiros sistemas de intertravamento utilizavam contatos de reles, contadores, temporizadores e integradores. Hoje, são utilizados os Controladores Lógicos Programáveis (CLP), a base de microprocessadores, que possuem grande eficiência em computação matemática, seqüencial e lógica, que são os parâmetros básicos do desligamento.

Alguns instrumentistas fazem distinção entre o sistema de desligamento (trip) e o de intertravamento (interlock), enquanto outros consideram os dois conceitos idênticos.

3. Tipos de controle

O controle pode ser classificado em função da intervenção do operador como automático ou manual.

Também, o controle pode ser classificado quanto ao tipo do processo controlado, como regulatório ou a servomecanismo.

3.1. Controle Manual

Controle manual é aquele que ocorre com nenhuma ou a mínima intervenção do operador. Controle manual pode ser considerada a forma mais simples de controle. No controle manual, a malha de controle é aberta. A energia é aplicada ao processo através do atuador pelo operador. O processo usa esta energia para produzir sua saída. Mudando o ajuste do atuador, se altera a energia no sistema e a saída resultante do processo.

Um sistema de nível de líquido de tanque é um exemplo do controle manual. O produto entra no topo do tanque e sai do fundo. A quantidade de líquido que sai do tanque é controlada pela válvula (poderia ser escolhida a válvula de entrada). A quantidade de líquido determina o nível do tanque. Para o nível ficar estável e sob controle basta simplesmente que a vazão da saída (manipulada) seja igual à vazão de entrada (livre). A válvula pode ser atuada manualmente. Se um nível diferente é desejado ou necessário, deve-se simplesmente alterar a posição da abertura da válvula de saída, em sua faixa calibrada.

Quando as condições do processo são estáveis, o controle de malha aberta funciona adequadamente. No caso do nível, quando a vazão de entrada é constante (raramente é alterada), basta colocar uma válvula com ajuste manual na saída para se obter o controle desejado, pois também raramente o operador deve alterar manualmente a válvula de saída.

Vantagens do controle manual:

1. usam-se poucos equipamentos e por isso há pouca chance de se quebrar,
2. o custo do sistema é baixo, para comprar, instalar e operar.

Porém, há problemas quando ocorre distúrbio na vazão de entrada do tanque . O nível do produto é afetado diretamente pelas variações da vazão de entrada. Um aumento na vazão através da válvula de entrada provoca um aumento no nível do tanque. Qualquer variação da vazão de entrada afeta o nível do líquido. Obviamente, se houver qualquer variação ou distúrbio na válvula de entrada, o sistema de controle de malha aberta não manterá automaticamente o parâmetro de saída (no exemplo, o nível) no valor desejado. Todo distúrbio requer a intervenção manual do operador.

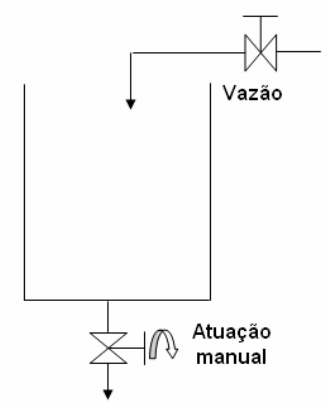


Fig. 1.6. Controle manual de malha aberta

3.2. Controle com feedback

O controle manual de malha aberta não pode garantir a saída desejada de um processo sujeito a variações de carga. A técnica usada para se obter o controle de um processo com variações freqüentes de carga é a malha fechada com realimentação negativa (feedback). Este controle é chamado de proporcional, regulatório ou contínuo.

Na realimentação negativa tem-se a medição na saída e a correção na entrada (realimentação). É chamada de negativa porque se a variavel medida está aumentando, a atuação a faz diminuir. Esta técnica monitora a saída real, comparando-a com um valor desejado e repondo o atuador para eliminar qualquer erro. Essa é a essência do controle automático.

Na realimentação negativa, todos os sistemas de controle automático possuem os mesmos elementos básicos:

1. medição,
2. comparação
3. atuação.

A saída real que se pretende controlar é medida por um sensor, condicionada e transmitida para o controlador.

O controlador pode ser um computador, um circuito eletrônico, uma chave, um conjunto de bico-palheta pneumático ou uma simples alavanca. A segunda entrada do controlador é o ponto de ajuste (*set point*), que indica o valor da saída desejado. O controlador toma a

diferença entre estas duas entradas para determinar o valor do erro. O controlador altera sua saída de modo calculado para igualar ou aproximar a saída real do valor desejado.

O sinal de saída do controlador é transmitido para o atuador da válvula. O atuador governa a aplicação da energia para o processo. Variando a energia para o sistema faz a saída real do processo variar, se aproximando do ponto de ajuste.

A **Fig.** 1.7 mostra o controle de malha fechada do tanque. Inicialmente, o nível do líquido no tanque deve ser medido. A medição pode ser feita, por exemplo, através de um transmissor de pressão diferencial (d/p cell). O transmissor de nível mede a pressão exercida pela coluna líquida, que é o nível, amplifica e converte esta pressão diferencial em um sinal padrão de corrente de 4 a 20 mA cc. Quando calibrado corretamente, o transmissor tem saída de 4 mA cc quando o nível estiver em 0% e a saída será de 20 mA cc quando o nível estiver em 100% da faixa calibrada.

Esta corrente analógica é transmitida através de um cabo trançado, eventualmente blindado, para o controlador. O controlador geralmente está na sala de controle centralizada, distante centenas de metros do processo. O controlador compara a variável do processo medida (nível, no exemplo) com o valor do ponto de ajuste.

Uma nova saída é calculada e transmitida para o atuador ainda na faixa padrão de 4 a 20 mA cc. Este sinal é aplicado e usado para acionar uma válvula com atuador pneumático. Deve haver uma interface entre o controlador eletrônico e o atuador pneumático da válvula, para converter o sinal eletrônico de 4 a 20 mA cc no sinal pneumático de 20 a 100 kPa. Esta interface é o transdutor i/p.

O atuador pneumático, por sua vez, varia a posição da válvula, ajustando a vazão de líquido na saída do tanque. Quando ocorrer aumento na vazão de entrada do tanque, o nível do produto no tanque aumenta. O transmissor de nível, então, vai aumentar sua saída e o ponteiro de medição do controlador também irá subir. O controlador irá alterar sua saída, como resposta. A saída do controlador irá aumentar um pouco a saída da válvula, aumentando a vazão do líquido deixando o tanque. O nível do tanque irá voltar ao ponto de ajuste desejado.

Os sistemas de controle podem ser classificados em dois tipos principais:

1. servomecanismo
2. controle de processo contínuo

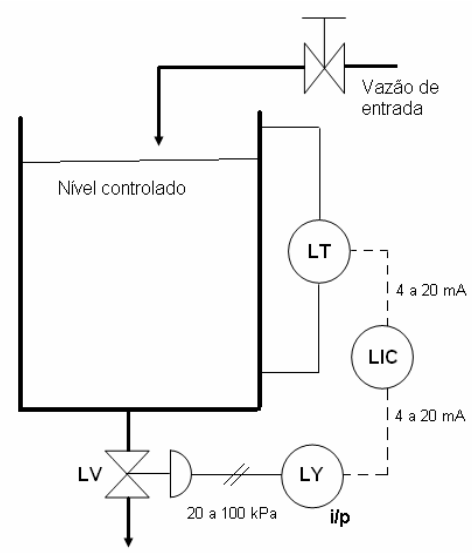


Fig. 1.7. Controle automático de nível com malha fechada

3.3. Controle com Servomecanismo

No servomecanismo, as variáveis controladas são a posição, velocidade e aceleração; no controle de processo, as variáveis são temperatura, vazão, pressão e nível.

Um sistema de controle de posição é mostrado na **Fig.** 1.8. O atuador é um motor cc com magneto permanente. Através de um conjunto de polias, correias ou engrenagens, o motor aciona a roda dentada. Quando a rotação for diminuida, move-se um terminal de um potenciômetro. Uma ligação apropriada garante que o movimento da roda dentada da extremidade esquerda para direita gira precisamente o potenciômetro através de um arco de 300 graus, de parada a parada. O potenciômetro é o sensor do sistema de controle automático. A tensão de um terminal é a indicação da posição. A posição é realimentada para o amplificador diferencial. A tensão correspondente a posição é subtraída da tensão do ponto de ajuste e a diferença (erro) é amplificada. O amplificador diferencial é o controlador. A potência de saída do controlador é amplificada e aciona o motor.

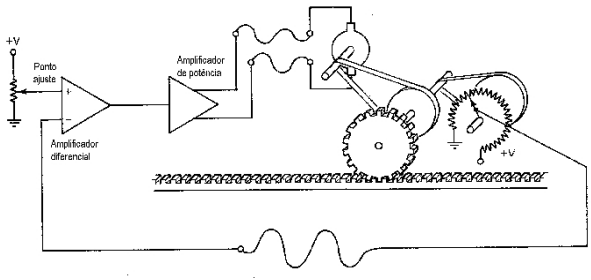


Fig. 1.8. Sistema servo para controle de posição

Quando o sinal do potenciômetro de realimentação da posição (sensor) se iguala ao ponto de ajuste, o sistema fica em repouso. Não há saída do amplificador diferencial desde que não há erro. O amplificador de potência não fornece sinal para o motor. O motor não se move.

Se quiser mover o acionador para a direita, a tensão do ponto de ajuste deve ser aumentada. Isto produz um erro positivo na saída do amplificador diferencial e, como conseqüência, na saída do amplificador de potência para o motor. O motor começa a girar no sentido horário, acionando a roda dentada no sentido horário e movendo o sistema para a direita. Quando a roda dentada se move para a direita, o potenciômetro também o faz. Este alimenta o sinal de volta para o amplificador diferencial. O erro se torna menor, uma tensão menor é aplicada ao amplificador de potência e para o motor. O motor gira com menor rotação. Eventualmente, o sinal de realimentação do potenciômetro de posição se iguala ao sinal de ponto de ajuste. O erro foi reduzido a zero. O sistema permanece em repouso. O controle de velocidade é também classificado como servo ou servomecanismo.

A **Fig.** 1.9 é um sistema de controle de velocidade. O objetivo do sistema é fornecer a tensão constante no filme, papel, pano ou plástico. Acionando a velocidade do rolo de puxagem (take-up), causa um aumento da tensão quando o diâmetro do roto aumentar. O rolo acionador é a chave. Ele é colocado sobre o fio e é livre de girar, quando o filme passa sob ele. Ele pode também se elevar em resposta ao aumento da tensão no filme ou se abaixar, quando a tensão do filme diminuir. Mecanicamente acoplado ao rolo acionador está o terminal móvel (wiper) do potenciômetro. Juntos, o rolo acionador e o potenciômetro formam um sensor de tensão, gerando na saída uma tensão cc proporcional à tensão do filme.

Quando a tensão for correta, a tensão do potenciômetro do rolo acionador se iguala à tensão do ponto de ajuste. A saída do amplificador diferencial é zero volts. Isto efetivamente aterra o divisor de tensão na entrada do amplificador de potência. A tensão do divisor aciona o amplificador de potência, fazendo o motor girar na velocidade nominal.

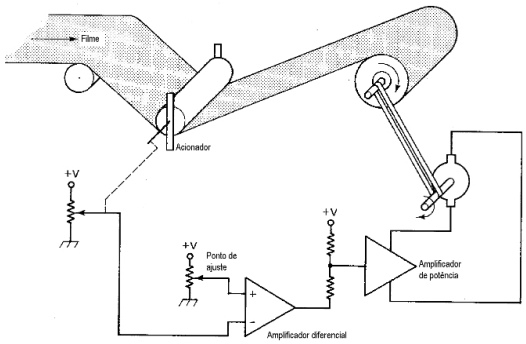


Fig. 1.9. Controle de velocidade do cilindro

Quando o filme do rolo puxador se forma, a tensão tende a aumentar. Isto faz o rolo acionador subir. O terminal móvel do potenciômetro se eleva, fazendo a entrada inversora do amplificador diferencial ficar maior do que a entrada não-inversora do ponto de ajuste. A saída do amplificador diferencial fica negativa. Puxando o fundo do divisor de tensão abaixo do terra, diminui a tensão de entrada do amplificador de potência. O amplificador de potência diminui a potência de acionamento entregue ao motor e o motor gira mais lentamente. Diminuindo a velocidade do motor, diminui-se a tensão do fio.

Uma das aplicações mais usadas do controle de servomecanismo é o robot. O braço robótico revolucionou a industria de manufatura. Sua velocidade, exatidão, precisão, durabilidade, flexibilidade diminuíram drasticamente os custos de produção, aumentando a qualidade do produto.

O robot industrial tipicamente possui três ou mais pontos de junção (joint). Cada juntura possui três graus de liberdade ou modos de movimento: x, y e z ou rolar, bater e dobrar. Para fornecer um movimento rápido, suave e bem coordenado da ferramenta sendo manipulada, a posição, velocidade e aceleração de cada grau de liberdade de cada juntura devem ser controladas simultaneamente.

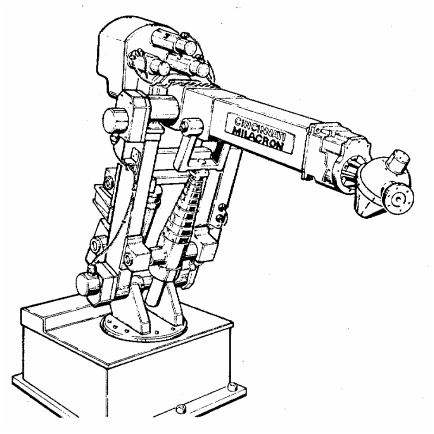


Fig. 1.10. Braço de robot industrial (Cincinnati Milacron)

O controle coordenado da posição, velocidade e aceleração de todos os graus de liberdade é melhor conseguido por um microprocessador ou microcomputador. Um sensor de posição (potenciômetro, codificador óptico, detector ultra-sônico) monitora a posição de cada grau de liberdade e transmite esta informação a um circuito de interface. Neste circuito, a posição é convertida para um formato digital adequado ao computador. Conhecendo-se as posições atual e anterior da peça, o computador determina a velocidade e aceleração. As equações de controle dentro do programa do computador usam estas informações e os dados da posição desejada para calcular a saída apropriada. Esta saída (número digital) é convertida por uma segunda interface para uma tensão necessária ou um pulso para acionar o atuador do determinado grau de liberdade. Os atuadores podem ser motores de passo, motores de corrente contínua, motores hidráulicos ou cilindros. Estas séries de leituras, cálculos, conversões e correções ocorrem em milhares de vezes por segundo para todos os graus de liberdade do robot.

4.Sistemas de Controle

4.1. Introdução

O outro tipo de controle, além do servomecanismo, é o de processo contínuo. No controle de processo, as variáveis envolvidas são a temperatura, pressão, vazão, nível e análise (pH, composição, umidade, viscosidade e densidade).

O objetivo principal de um sistema de controle de processo é regular uma ou mais destas variáveis, mantendo-as em valores constantes (pontos de ajuste). Esta regulação deve ser compensada para as variações na carga do sistema e outro distúrbios introduzidos. Se o ponto de ajuste for alterado, a variável controlada deve segui-lo. Porém, diferente do controle servomecanismo onde as variações do ponto de ajuste são rapidíssimos e grandes, as variações no ponto de ajuste do controle de processo são raras e pequenas (usualmente menores que 10% do fundo de escala. A analise e o projeto dos sistemas de controle de processo são feitos do ponto de vista de como a saída responde a variação de carga, para um determinado ponto de ajuste. As respostas são lentas, de ordem de minutos ou horas. Estas constantes de tempo são maiores que as do servomecanismo.

Os sistemas de controle de processo podem ser classificados como contínuo e batelada.

O controle batelada envolve uma seqüência temporizada e lógica de operações feitas sobre o material sendo processado são exemplos de operações executadas no processo batelada:

1. aquecimento em uma dada temperatura, durante determinado tempo,
2. adição de uma quantidade prescrita de um segundo ingrediente,
3. agitação durante um tempo determinado da mistura

No fim da seqüência dos eventos temporizados, o material passa para uma outra etapa para um processamento adicional e a seqüência começa de novo com outros materiais.

Os tratamentos d'água e de efluentes de uma planta são exemplos de processo de batelada.

Em um processo contínuo, uma ou mais características do material sendo processado são manipuladas quando material passa por alguma parte do processo. O material está continuamente entrando e saindo do processo. A produção de filme é um exemplo de processo contínuo. O líquido é continuamente injetado em um tambor rotativo, onde ele se esfria e vira uma folha. A folha é puxada, aquecida e tencionada no comprimento e na largura. Estas operações definem as dimensões corretas de espessura e largura. Dependendo do uso final do filme, outros processos adicionais podem ser usados, como revestimento, pintura, secagem.

Em um processo industrial há centenas e até milhares de malhas sendo controladas. Geralmente, estas malhas são independentes entre si. É uma questão complexa para o projetista do sistema de controle determinar

quantas e quais as variáveis devem ser controladas, sem haver interação ou interferência de uma malha em outra.

O número de controladores é determinado pelo grau de liberdade do processo. Em qualquer processo, sempre deve haver uma variável independente variando livremente (uma variável independente, um grau de liberdade). Por analogia, o trem só possui um grau de liberdade (eixo x); o navio possui dois graus de liberdade (x e y) e o avião possui três graus de liberdade (x, y e z).

Embora um processo tenha numerosas malhas de controle, cada malha de controle é projetada e operada individualmente. Algumas poucas malhas são combinadas em malhas de controle multivarável (ver capítulo correspondente).

Será visto, agora, como as malhas de controle vão aparecendo no sistema.

4.2. Controle de temperatura

O controle de temperatura é um bom exemplo de controle de processo.

O circuito eletrônico usado é padrão para a maioria das malhas de controle, independente da variável sendo medida ou manipulada.

Um sensor converte a variável de processo em um sinal eletrônico ou mecânico de baixo nível. Este sinal é enviado para um transmissor, que condiciona e o converte em 4 a 20 mA cc (0% a 100%).

Este sinal padrão é enviado para um controlador, registrador ou indicador, se este instrumento receptor possuir um circuito (buffer) filtro na entrada, com uma alta relação de rejeição de modo comum, os fios de transmissão podem ser comuns, trancados e não blindados. Se os instrumentos receptores não tiverem este circuito filtro na entrada os fios de transmissão devem ser blindados, para evitar a influência de ruídos. Esta blindagem deve ser aterrada, geralmente em um único ponto.

O instrumento receptor pode estar distante do processo, na sala de controle central. O sinal de correção do controlador é enviado para outro atuador eletrônico. A saída do controlador é também de 4 a mA cc. Geralmente o atuador é válvula, ou motor de bomba motor ou aquecedor.

A malha de controle de temperatura simplificada é mostrada na **Fig.** 1.11. Neste diagrama, são mostrados apenas os equipamentos básicos funcionais, como

TE	Elemento sensor
TT	Transmissor
TC	Controlador
TV	Válvula de controle
TI	Indicador

Não são mostrados os condicionadores de sinal, transdutores de sinal eletrônico pneumático, circuitos compensadores. Também por simplicidade, o indicador e controlador estão mostrados no mesmo símbolo (TIC)

4.3. Controle de temperatura e vazão

Para garantir um produto aquecido adequadamente para o próximo estagio, em uma vazão controlada, deve-se usar um controlador de vazão acionado a bomba de descarga. Ha também uma grande variedade de sensores de vazão, que serão vistos em outro capitulo.

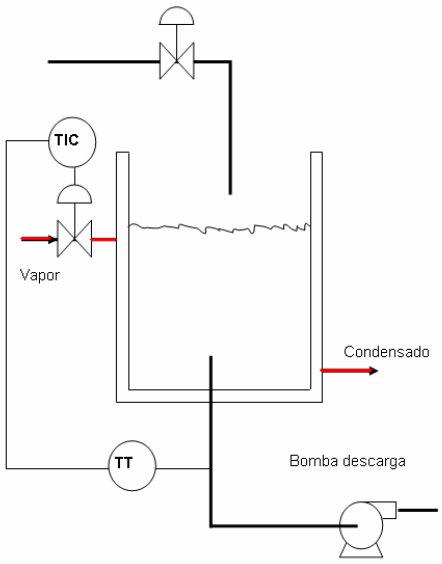


Fig. 1.11. Malha de controle de temperatura

O processo com o controlador de vazão atuando na bomba de saída apresenta um grande problema. É inteiramente possível bombear o tanque e esvazia-lo, podendo causar o sistema de controle de temperatura superaquecer e queimar o vaso. Ou se a vazão de saída for ajustada para valor muito baixo, o tanque pode ficar cheio e derramar.

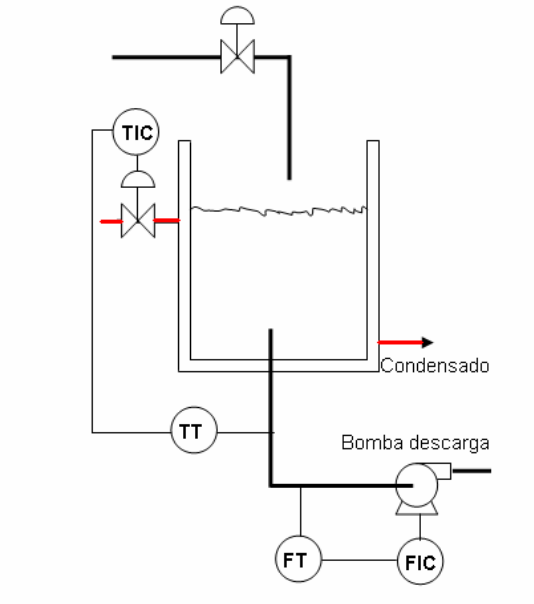


Fig. 1.12. Malha de controle de temperatura e vazão

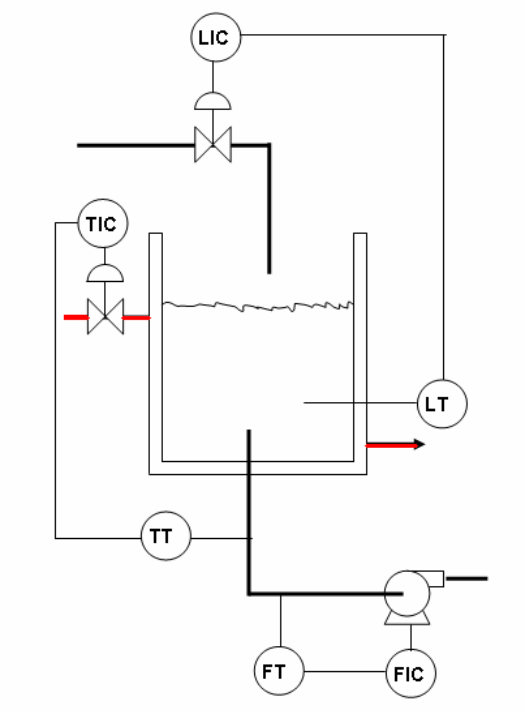


Fig. 1.13. Malhas de controle de temperatura, vazão e nível

4.4. Controle de temperatura, vazão e nível

A solução deste problema é adicionar um sistema de controle de nível, manipulando a vazão de entrada do produto. O controle de nível evita que o tanque fique totalmente vazio ou cheio totalmente. Outra vantagem, é que o nível constante também facilita o controle o controle de temperatura.

4.5. Controle de temperatura, vazão, nível e análise

Pode ser desejável ou necessário alterar a composição do material no vaso. Isto pode ser feito pela adição de uma segunda tubulação de alimentação, válvula, sensor de composição e transmissor de composição e controlador. Também se coloca um misturador apropriado.

Se o volume do aditivo é desprezível em relação ao volume do A este controle é adequado. Porém, a malha de controle de nível que manipula o produto A, afeta o nível e também a percentagem da mistura. Do mesmo modo, qualquer variação da quantidade de B devida ao controlador de composição irá afetar o nível, porém, em um grau muito menor.

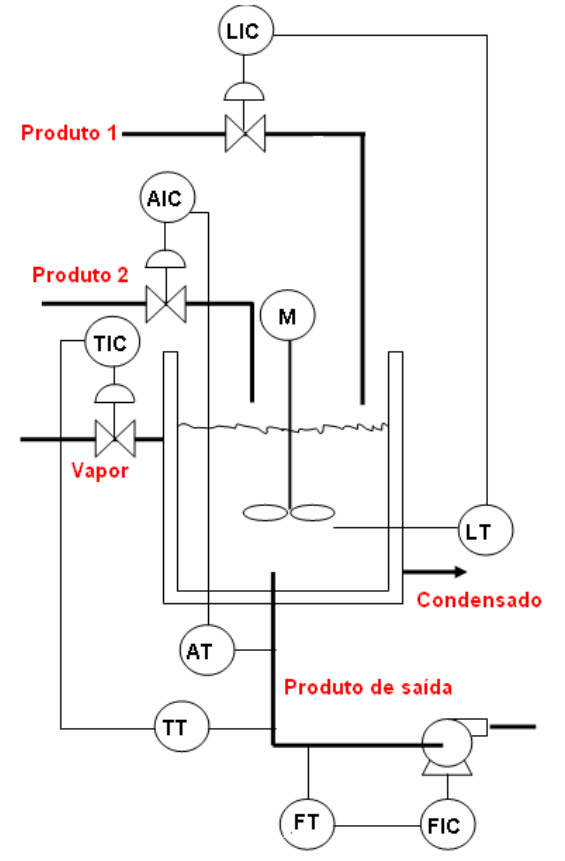


Fig. 1.14. Malhas de controle de temperatura, vazão, nível e análise

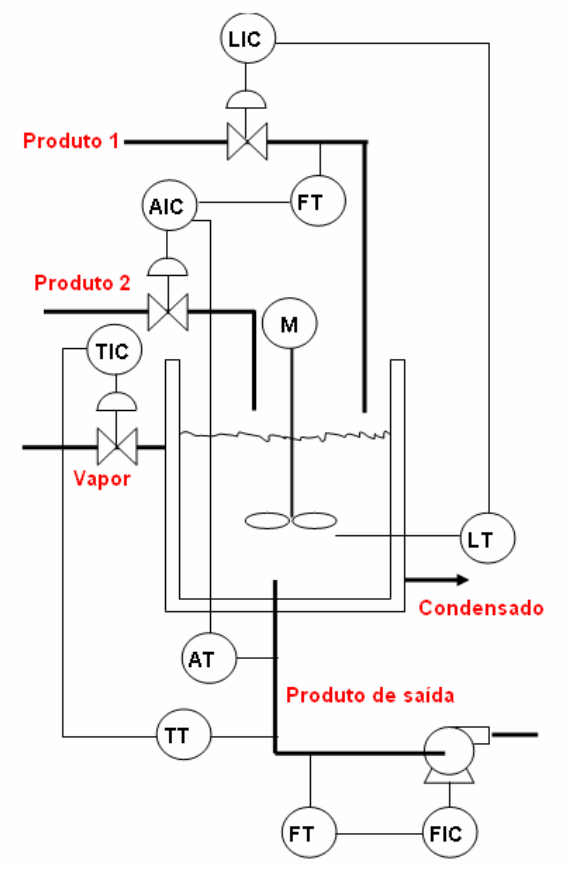


Fig. 1.15. Malhas de controle de temperatura, vazão, nível, análise e feedforward

4.6 Controle digital direto

A **Fig.** 1.17 mostra um segundo enfoque: controle digital direto (DDC).

Todos os controladores e indicadores analógicos são removidos. Os transmissores e sensores enviam seus sinais diretamente e somente para o computador. O computador lê todas estas entradas, compara cada uma com o seu correspondente ponto de ajuste, previamente entrado pelo teclado, calcula novas saídas baseadas no status atual e na saída anterior e manipula os atuadores diretamente. O computador executa todas as funções de controle. Os dados são armazenados para posterior análise, alarmes soam e mensagens são impressas se apropriado e os gráficos coloridos de alta resolução nos monitores são atualizados. Tudo isso acontece para todas as malhas controladas, de 10 a 100 vezes por segundo.

Muitas técnicas de controle mais complexas podem ser implementadas com o computador cont*rolando diretamente o atuador. Isto fornece uma grande melhoria do desempenho em relação ao controlador analógico. Porém, se o computador falhar, o processo inteiro fica totalmente sem controle. Isto pode ser desastroso. Também, o computador deve ser muito rápido e caro para executar todas as tarefas associadas com o controle de cada malha e o armazenamento e display da informação e interface com o operador.

4.7. Controle digital distribuído

A ultima geração de controle digital de processo é o controle distribuído a computador. A primeira vista, ele parece com o controle supervisório digital. (Fig.1-19).

Cada malha possui seu próprio sensor, transmissor, indicador/controlador e atuador. Porém o controlador/indicador é agora um poderoso microcomputador. Cálculo complexos e modelagem do processo podem ser feitos pelo controlador a microcomputador *single loop*).

Ele pode também ter a habilidade de trocar sua própria equação de controle para fornecer um desempenho ótimo sem intervenção do computador principal ou do operador. Isto é chamado de auto sintonia (self tuning).

A comunicação entre todos os controladores microprocessados e o computador supervisório é feita através de protocolo digital em um único cabo. Este único cabo pode ser compartilhado por centenas de controladores localizados ao longo da planta. Os dados relacionados com os valores atuais das variáveis de processo, pontos de ajuste, sintonia do controlador, alarmes, intertravamentos, passam através deste circuito de área local nos dois sentidos. Os controladores remotos podem ser reprogramados do computador supervisório do circuito de comunicação.

O controle distribuído a computador combina as vantagens do controle supervisório e do controle digital direto. Um computador controla sua flexibilidade e potência de fazer contas matemáticas, controla cada malha. O status do sistema pode ser monitorado e a operação dirigida de uma estação supervisória central. Falha de qualquer elemento no sistema (controlador, circuito de comunicação ou computador supervisório) não faz o processo inteiro parar. Em adição, gráficos sofisticados, diagnósticos e geração de relatórios para centenas de malhas e até de toda a planta, podem ser feitos com o computador supervisório desde que ele não monitora e controla constantemente cada malha separada.

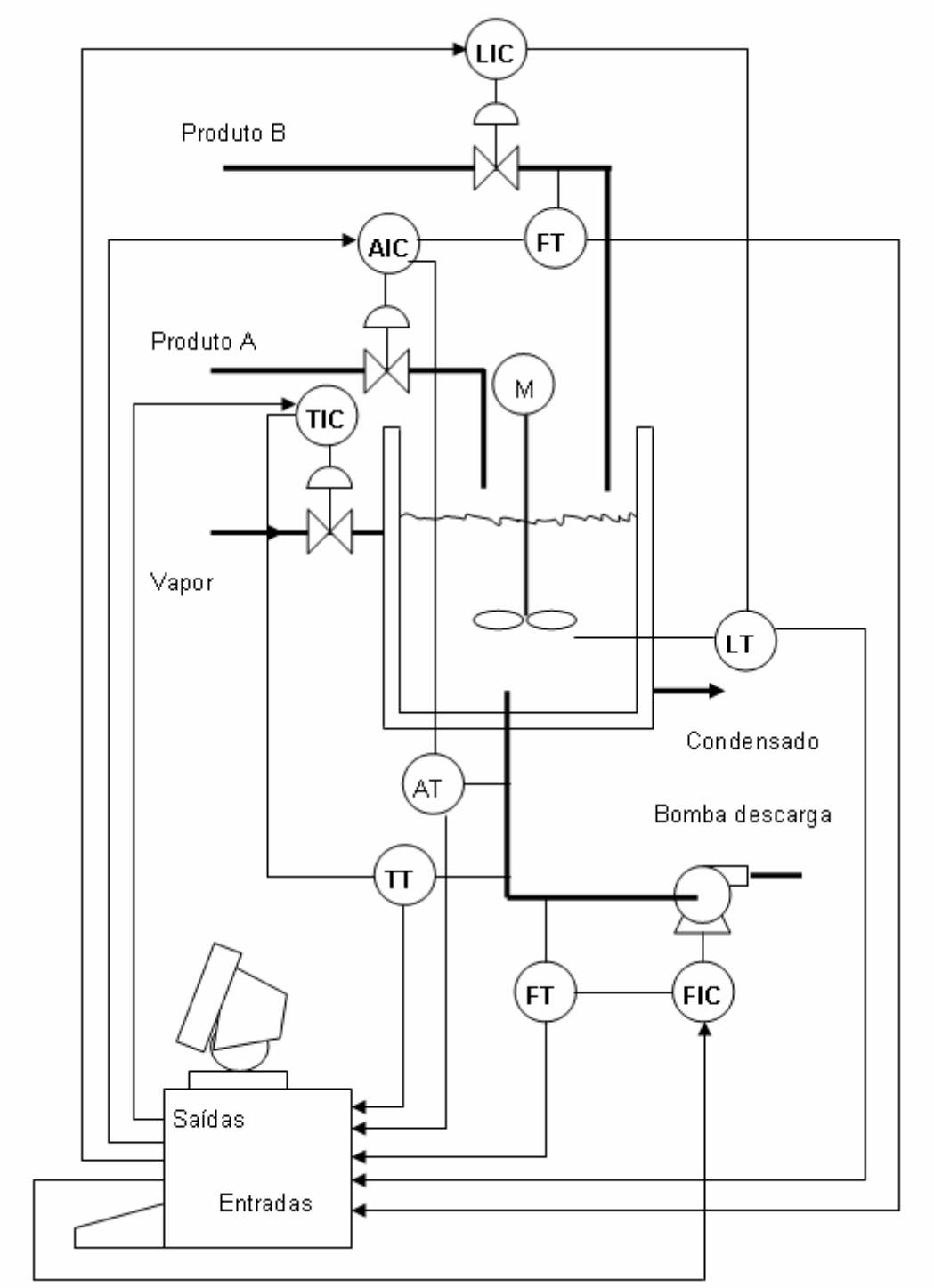


Fig. 1.18. Processo com controle supervisório digital: computador monitora instrumentos convencionais

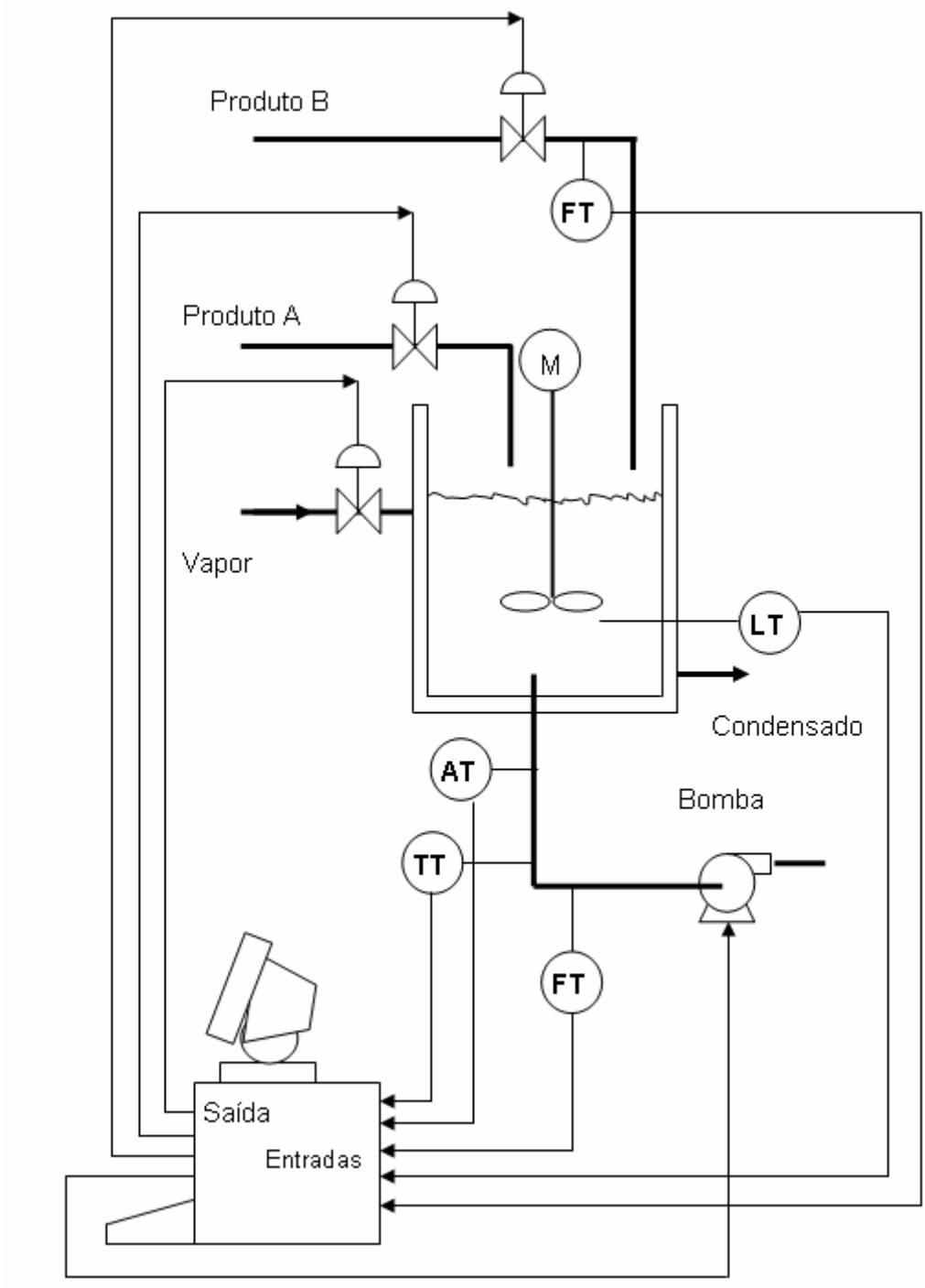


Fig. 1.19. Processo com controle supervisório digital: computador atua como controlador

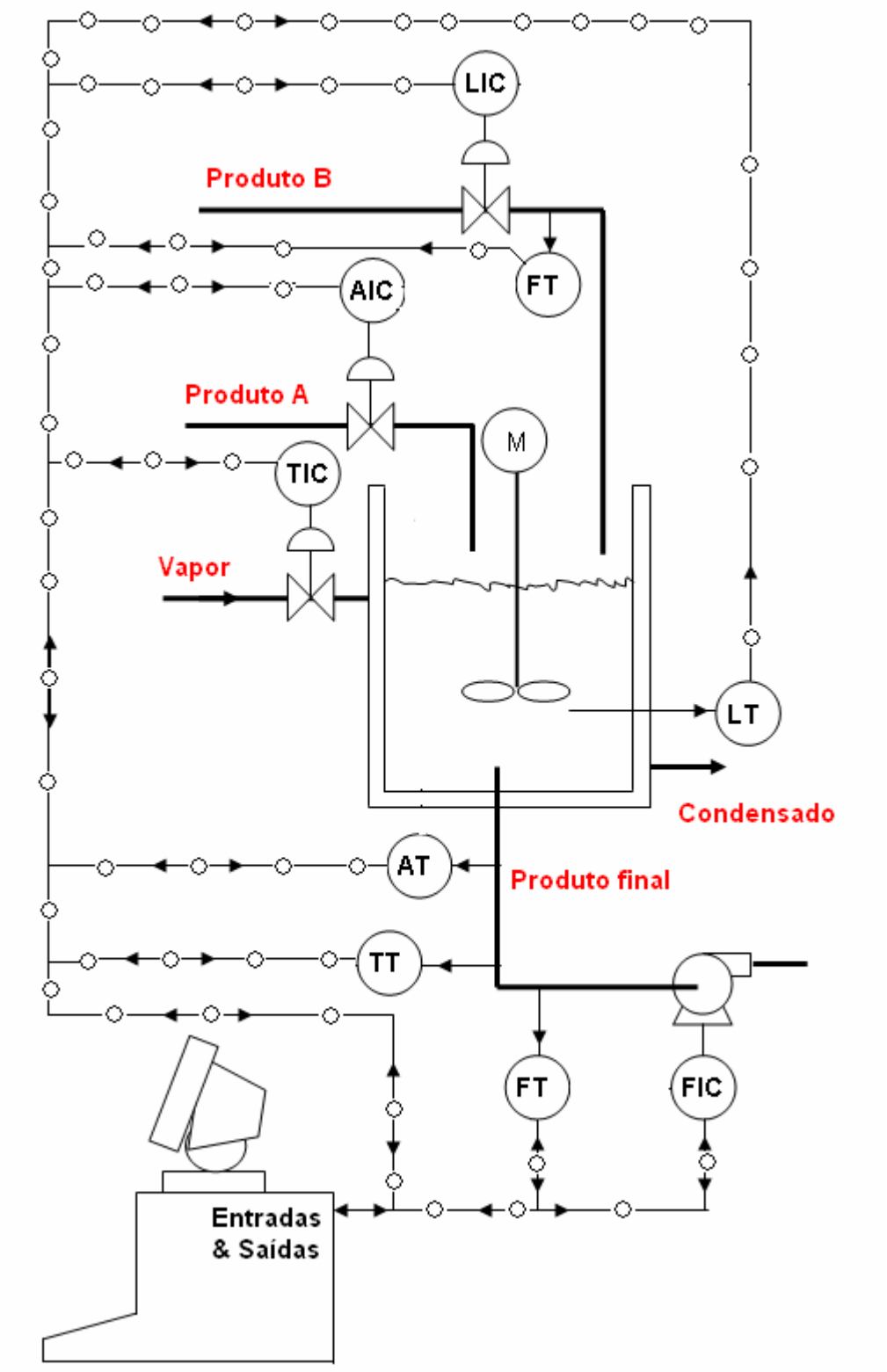


Fig. 1.20. Processo com controle a computador distribuído: os controladores e transmissores são digitais microprocessados

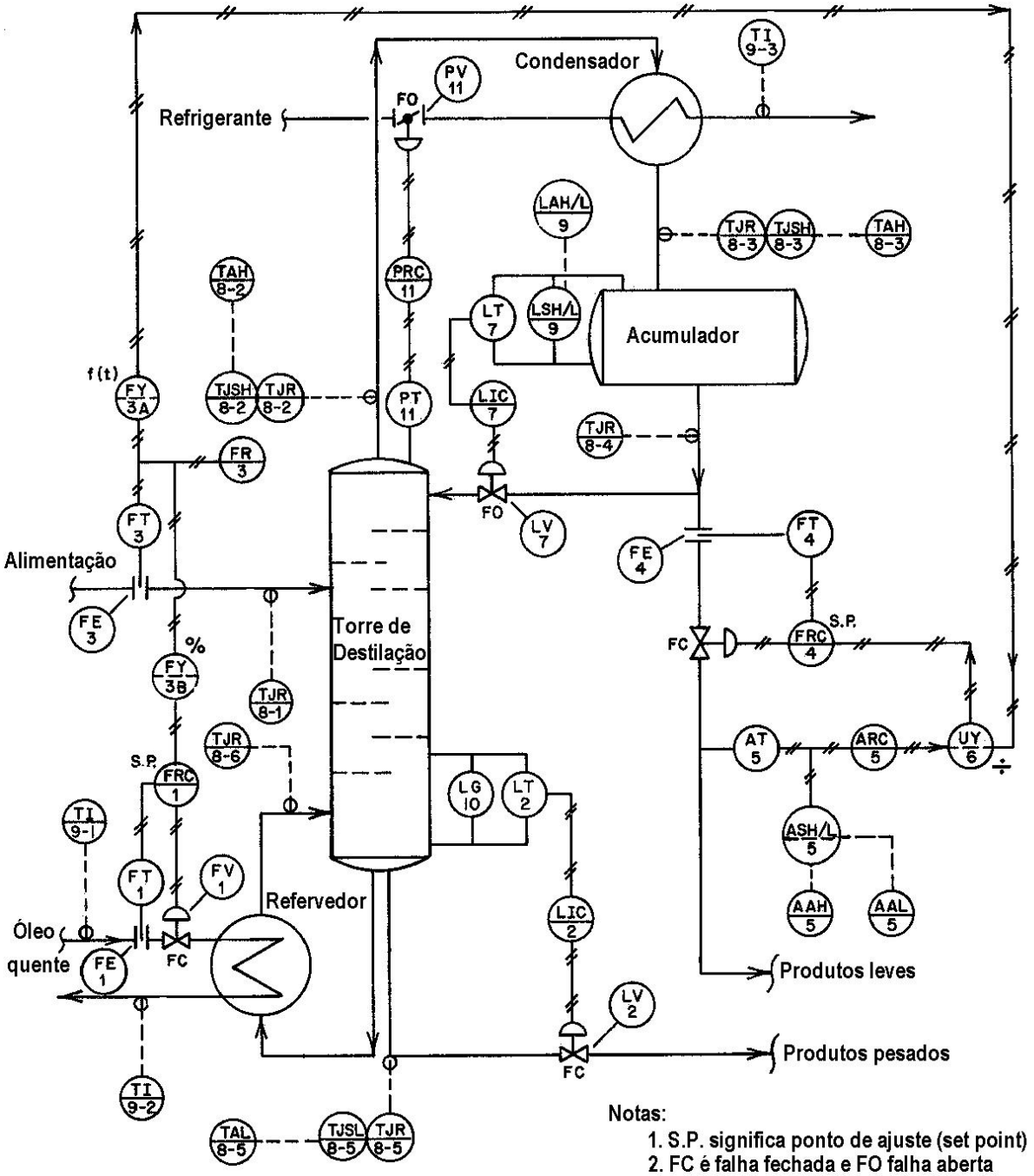


Fig. 1.1. Diagrama P&I mostrando as medições e controles de um processo complexo. Tem-se a medição e controle de uma planta completa, envolvendo vários equipamentos (coluna de destilação, referevedor, acumulador, condensador) e todas as variáveis de processo (pressão, temperatura, vazão, nível e análise).

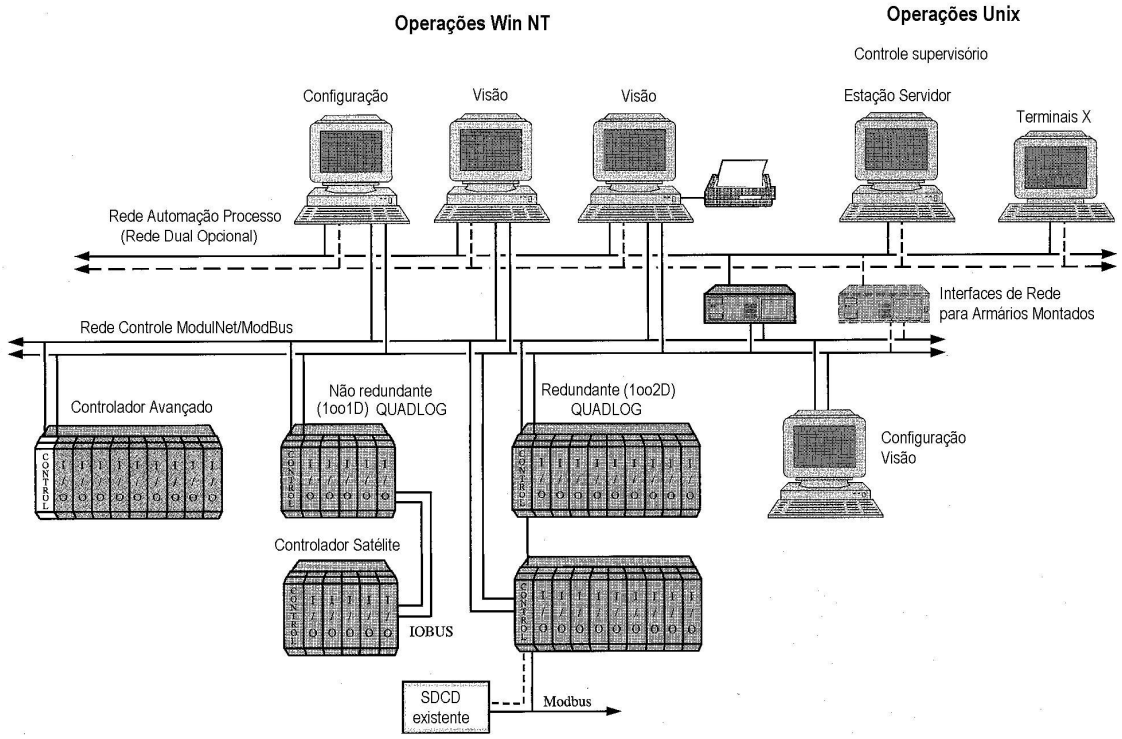


Fig. 1.16. Sistema Digital de Controle Distribuído (Moore)

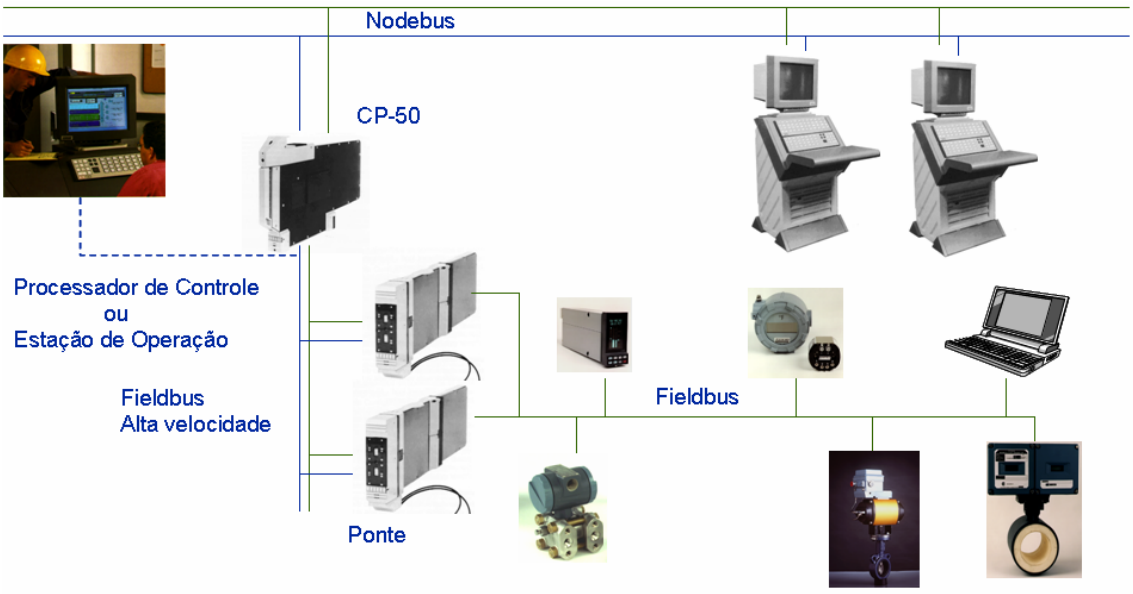


Fig. 1.16. Sistema Digital de Controle Distribuído (Foxboro)

4.8. Controle supervisório e aquisição de dados (SCADA)

SCADA é o acróstico de **S**upervisory **C**ontrol **A**nd **D**ata **A**cquisition – Controle Supervisório e Aquisicao de Dados.

SCADA é um sistema de controle tipicamente usado para monitorar e controlar processos que tenham muitas operações de liga e desliga e poucas malhas de controle analógico PID. O sistema SCADA não é usado tradicionalmente para o controle do processos complexos, mas principalmente para partir e parar unidades remotas

Exemplos de processos complexos, que requerem muito controle analógico PID: refinaria de petróleo, planta química ou petroquímica. Nestes processos, a tecnologia empregada é o Sistema Digital de Controle Distribuído, mais complexo, caro e poderoso que um sistema SCADA.

Exemplos de processos simples:,unidades de transferência de produtos em tubulações por bombas (líquidos) ou compressores (gases), distribuição de água e distribuição de energia elétrica. Tais sistemas utilizam intensiva e extensivamente o sistema SCADA.

Antigamente o termo **controle supervisório** significava o sistema onde o computador digital estabelecia o ponto de ajuste e outros parâmetros dos controladores analógicos.

Há sistemas SCADA proprietários, de um único fabricante, que já está interligado com todas interfaces e drivers proprietários. São sistemas mais caros, menos flexíveis, porém já prontos para o uso. Exemplo clássico: MOSCAD, da Motorola.

A tendência atual é utilizar sistemas com protocolos e programas abertos, podendo utilizar equipamentos de diferentes fabricantes. Os equipamentos básicos deste SCADA são:

Controlador Lógico Programável (CLP) para fazer a aquisição de dados

Computador Pessoal (PC) para rodar o supervisório e constituir a estação de operação ou a interface humano-máquina (termo mais correto que homem-máquina, que é machista. Gostaram, meninas?).

Neste sistema, tem-se vários fornecedores de CLP (Siemens, Modicon, Rockwell, GE Fanuc, Hitachi, Reliance) e vários aplicativos (InTouch, IFix). Há maior flexibilidade, porém, há maior dificuldade de integração do sistema.

Um sistema de Controle Supervisório e Aquisição de Dados (SCADA) coleta e armazena dados para uso futuro. Os dados podem ser analógicos, discretos ou digitais. Os dados analógicos podem ser do tipo:

1. 4 a 20 mA cc,
2. tensão de mV de células de carga,
3. tensão de termopares dos tipos J, K, R, S, T B e E,
4. resistências detectoras de temperatura,
5. pulsos de turbinas medidoras de vazão,
6. freqüência de sinais de transmissores de vazão magnéticos,
7. freqüências de medidores tipo vortex ou coriolis)

Estes sinais analógicos são **convertidos** para a forma digital conveniente para uso dentro do sistema digital de aquisição de dados.

Dados discretos são as saídas de chave, que podem ser 0 ou 1. O sinal discreto possui apenas um bit de informação: 0 ou 1, baixo ou alto, ligado ou desligado, aberto ou fechado. No CLP, há módulos de entrada específicos para receber os dados discretos. Estes módulos geralmente possuem alta densidade, ou seja, podem receber 8, 16 ou 32 dados discretos.

Sinal digital é aquele composto de vários bits. Quando se define a função de cada bit, tem-se definido um protocolo digital. Os sinais digitais entram no sistema digital através da rede de comunicação digital.

Há autores, manuais e literatura técnica que chamam o sinal discreto de digital, diferente de nossas definições. Um modo claro para mostrar a diferença entre sinal discreto e digital, em um CLP é que os sinais discretos entram através de módulos de entrada e sinais digitais através da porta da CPU do CLP.

Há ainda o sinal de pulso, cuja informação pode estar na amplitude, na freqüência, na duração ou na posição do pulso. Exemplos de sinais: saída de turbina medidora de vazão, saída de medidor magnético de vazão.

Na maioria das aplicações industriais, a aquisição de dados é feita por controladores lógico programáveis (CLP) que possuem as interfaces de entrada e saída padronizadas e com preço conveniente. Outra vantagem de se usar um CLP como sistema de coleta de dados é a facilidade de *driver* de comunicação entre ele e o microcomputador onde será rodado o programa aplicativo para realizar o controle supervisório do processo.

Quando os dados são coletados a grandes distâncias, eles são **transferidos** através de fios físicos, por uma onda de rádio freqüência portadora ou através de linha telefônica ou por uma combinação qualquer destas três técnicas.

Estes dados devem estar disponíveis em um único local centralizado, e podem ser indicados, registrados, totalizados, analisados e alarmados, que é a estação de operação. É também desejável que o operador, além de coletar os dados e saber os status dos

dispositivos remotos, possa atuar no processo, abrindo e fechando válvulas motorizadas, ligando e desligando motores de bombas e compressores, enviando sinais analógicos para atuar em válvulas de controle. Nestas aplicações, os sinais digitais do sistema de aquisição de dados devem ser convertidos de volta para a forma analógica e aplicados a algum tipo de atuador no processo.

Neste ponto, deve-se projetar e construir equipamentos digitais que executem todas estas tarefas. Este equipamento é a Estação de Operação, que tipicamente é um computador pessoal (PC), que roda um software aplicativo de Controle Supervisório.

Equipamento (Hardware)

A plataforma de operação do sistema de aquisição de dados e controle supervisório é um microcomputador, rodando um programa aplicativo. Através de configuração de telas, o operador pode selecionar através do teclado ou mouse do computador diferentes visões do processo, desde uma malha isolada até o processo completo (*overview*).

O monitor do computador irá substituir os painéis convencionais com botoeiras, instrumentos de display, anunciador de alarme e painel sinóptico. As chaves liga e desliga e as botoeiras de partida e parada são substituídas por teclas ou são atuadas através da tela especial (*touch screen*). Têm-se agora chaves lógicas ou virtuais que funcionam exatamente como se fossem reais.

O monitor do computador substitui os instrumentos de display. Através do programa de configuração, o operador pode selecionar telas que apresentam os valores numéricos das variáveis de processo de diferentes modos, à sua escolha. Os valores podem aparecer ao lado dos equipamentos associados. Por exemplo, o nível do tanque pode ser apresentado em percentagem ao lado do desenho do tanque, a vazão que passa por uma tubulação pode ter o valor instantâneo mostrado junto da tubulação, a temperatura de um reator pode ser mostrada em diferentes posições, em valores digitais. Através da configuração de tela, os instrumentos virtuais podem se parecer com instrumentos convencionais, com escala *analógica* (gráfico de barras simula a escala analógica), com botões, chaves seletoras e chaves de atuação.

A totalização da vazão ou de outra variável (por exemplo, tempo acumulado de operação de motor de bomba) pode ser apresentada na tela do monitor, em tamanho e cor definidos pelo usuário.

O anunciador de alarme é eliminado e agora os alarmes são listados pelo computador, mostrados na tela do monitor ou impressos em papel, se necessário. O alarme sonoro continua existindo. O usuário pode definir um código de cores para diferentes tipos de alarme. No diagrama do processo mostrado na tela do monitor do computador, as variáveis alarmadas podem assumir diferentes cores.

Também no sistema, os status dos equipamentos podem ser definidos e observados na tela do monitor. Assim, por exemplo, válvulas fechadas podem ser representadas em vermelho, abertas em verde e em posições intermediárias, em azul.

Tudo que era feito através da instrumentação convencional contínua sendo feito, porém, o operador vê o processo através de uma janela. Sua interface para ver o que está ocorrendo é a tela do monitor e sua interface para atuar no processo é o teclado do computador, mouse, *trackball* (mouse com esfera) ou a própria tela do monitor se ela for sensível ao toque (*touch screen*).

Este sistema supervisório facilita muito a vida do operador. Relatórios que anteriormente eram escritos à mão agora são automaticamente impressos. A partir do aperto de uma tecla, o operador pode ter uma lista de todos os pontos que foram alarmados nas últimas 24 horas de operação.

Concluindo: um conjunto integrado de sistema de aquisição de dados, programa de controle supervisório e um microcomputador, pode ser uma alternativa econômica para um Sistema Digital de Controle Distribuído. Por causa de suas limitações de desempenho e conveniência geral apresentadas por um sistema com microcomputador, estas aplicações são idéias para processos onde o custo é crítico e o controle é simples. Este conceito certamente cria a expectativa e a visão do futuro para aplicações abertas. Mesmo com suas limitações, o sistema pode ter ou fazer as seguintes tarefas:

1. Gerenciamento de banco de dados relacional,
2. Pacote de planilha de cálculo
3. Gerenciamento de display orientado para objeto
4. Estação de trabalho orientada para janela
5. Troca de informações com outros sistemas da planta
6. Comunicação com outros sistemas digitais, como controlador lógico programável, controlador digital single loop, sistema de monitoração de máquinas rotativas, sistema de análise da planta
7. Interoperabilidade entre outras plataformas digitais diferentes.

Programa Aplicativo (Software)

A operação de selecionar uma malha, iniciar uma entrada de dados, atuar em determinado dispositivo remoto, apresentar uma lista de alarmes não é feita milagrosamente, mas deve ser prevista e programada. Para facilitar as coisas, são disponíveis vários programas aplicativos no mercado, para que usuário realize seu controle, sendo os mais conhecidos:

1. Intouch, da Wonderware
2. FicsDmacs, da Intellution
3. Oasys, da Valmet
4. Wizcon, da Wizcon
5. Elipse, da Elipse Software
6. RSView, da Allen-Bradley
7. Aimax, da Smar

Um programa aplicativo supervisório é usado para confeccionar telas, animar objetos, permitir a monitoração e atuação do processo através da estação de controle. Os aplicativos possuem bibliotecas com figuras, imagens, símbolos e ícones já prontos e fáceis de serem usados, bastando ao programador apenas a sua configuração e endereçamento.

Geralmente, a comunicação não é feita por fios físicos, mas por transmissão de radio, linhas telefônicas ou mesmo satélites. Os tempos de atraso destes sistemas SCADA induzem a não confiar na monitoração e controle dos detalhes do processo em si, que está à distância. A porção do controle supervisório cuida principalmente de ligar, desligar equipamentos ou contornar unidades danificadas por acidente.

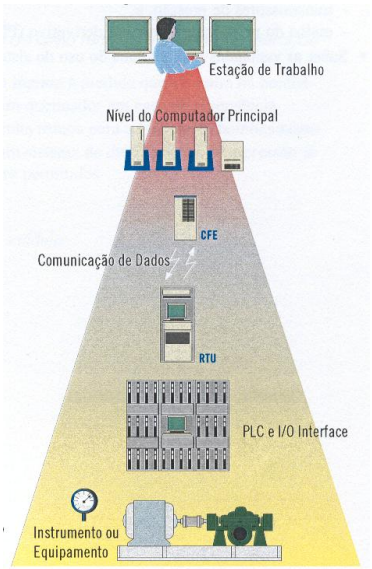


Fig.1.1. Componentes de um SCADA

Qualquer comunicação nestas transmissões remotas deve conviver com grandes tempos de atraso entre o comando e a execução da ação. É também freqüente interrupções inesperadas da comunicação. Estes atrasos e interrupções impedem um controle contínuo do processo, embora haja técnicas para acomodar estas limitações, como a rotina de verificar antes de executar os dados de transmissão.

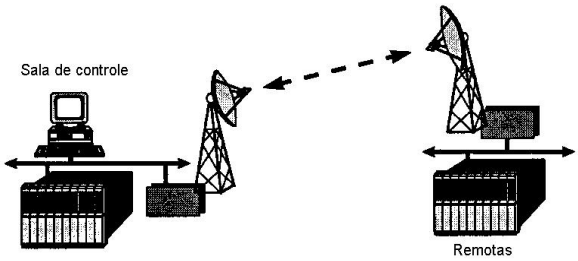


Fig. 1.2. Sistema SCADA com médicos remotas

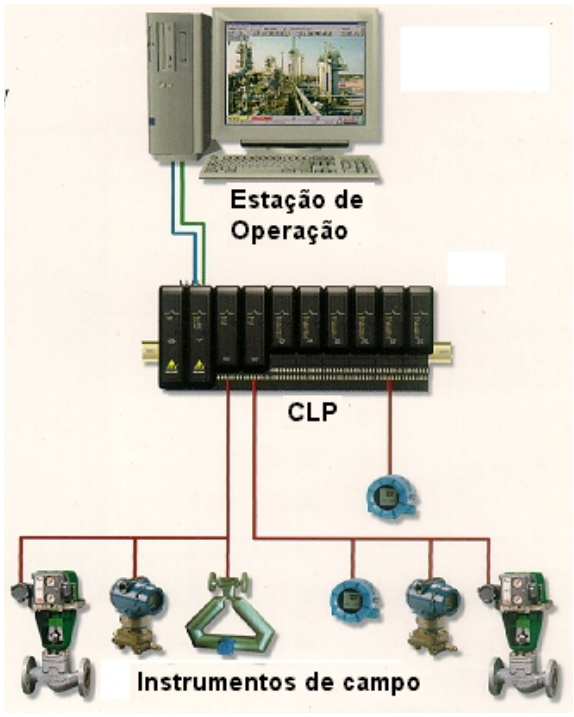


Fig. 1.3. Sistema SCADA local

5. Automação

5.1. Conceito

Automação é a substituição do trabalho humano ou animal por máquina. Automação é a operação de máquina ou de sistema automaticamente ou por controle remoto, com a mínima interferência do operador humano. Automático significa ter um mecanismo de atuação própria, que faça uma ação requerida em tempo determinado ou em resposta a certas condições.

Como o controle automático é feito praticamente sem a intervenção do operador humano, há quem confunda controle automático com automação. O controle automático é uma das camadas da automação, que possui outras, como alarme e intertravamento, detecção de fogo e incêndio.

O conceito de automação varia com o ambiente e experiência da pessoa envolvida. São exemplos de automação:

- Para uma dona de casa, a máquina de lavar roupa ou lavar louça.
- Para um empregado da indústria automobilística, pode ser um robô.
- Para uma pessoa comum, pode ser a capacidade de tirar dinheiro do caixa eletrônico.
- Para um operador de uma planta de processo, é o sistema instrumentado que opera a planta de modo desejado e seguro.

O conceito de automação inclui a idéia de usar a potência elétrica ou mecânica para acionar algum tipo de máquina. Deve acrescentar à máquina algum tipo de inteligência para que ela execute sua tarefa de modo mais eficiente e com vantagens econômicas e de segurança.

Como vantagens, a máquina

- Nunca reclama
- Nunca entra em greve
- Não pede aumento de salário
- Não precisa de férias
- Não requer mordomias.

Como nada é perfeito, a máquina tem as seguintes limitações:

- Capacidade limitada de tomar decisões
- Deve ser programada ou ajustada para controlar sua operação nas condições especificadas
- Necessita de calibração periódica para garantir sua exatidão nominal
- Requer manutenção eventual para assegurar que sua precisão nominal não se degrade.

5.2. Automação e mão de obra

Com o advento do circuito integrado (1960) e do microprocessador (1970), a quantidade de inteligência que pode ser embutida em uma máquina a um custo razoável se tornou enorme. O número de tarefas complexas que podem ser feitas automaticamente cresceu várias vezes. Atualmente, pode-se dedicar ao computador pessoal (CP) para fazer tarefas simples e complicadas, de modo econômico.

A automação pode reduzir a mão de obra empregada, porém ela também e ainda requer operadores. Em vez de fazer a tarefa diretamente, o operador controla a máquina que faz a tarefa. Assim, a dona de casa deve aprender a carregar a máquina de lavar roupa ou louça e deve conhecer suas limitações. Operar a máquina de lavar roupa pode inicialmente parecer mais difícil que lavar a roupa diretamente. Do mesmo modo, o operador de uma furadeira automática na indústria automobilística deve ser treinado para usar a máquina com controle numérico que faz o furo realmente. A linha de montagem com robôs requer operadores para monitorar o desempenho desses robôs. Quem tira o dinheiro do caixa eletrônico, deve possuir um cartão apropriado, decorar uma determinada senha e executar uma série de comandos no teclado ou tela de toque.

Muitas pessoas pensam e temem que a automação signifique perda de empregos, quando pode ocorrer o contrário. De fato, falta de automação coloca muita gente para trabalhar. Porém, estas empresas não podem competir economicamente com outras por causa de sua baixa produtividade devida à falta de automação e por isso elas são forçadas a demitir gente ou mesmo encerrar suas atividades. Assim, automação pode significar ganho e estabilidade do emprego, por causa do aumento da produtividade, eficiência e economia.

Muitas aplicações de automação não envolvem a substituição de pessoas por que a função ainda não existia antes ou é impossível de ser feita manualmente. Pode-se economizar muito dinheiro anualmente monitorando e controlando a concentração de oxigênio dos gases queimados em caldeiras e garantindo um consumo mais eficiente de combustível. Pode se colocar um sistema automático para recuperar alguma substância de gases jogados para atmosfera, diminuindo os custos e evitando a poluição do ar ambiente.

5.3. Automação e controle

A automação está intimamente ligada à instrumentação. Os diferentes instrumentos são usados para realizar a automação.

Historicamente, o primeiro termo usado foi o de controle automático de processo.

Foram usados instrumentos com as funções de medir, transmitir, comparar e atuar no processo, para se conseguir um produto desejado com pequena ou nenhuma ajuda humana. Isto é controle automático.

Com o aumento da complexidade dos processos, tamanho das plantas, exigências de produtividade, segurança e proteção do meio ambiente, além do controle automático do processo, apareceu a necessidade de monitorar o controle automático.

A partir deste novo nível de instrumentos, com funções de monitoração, alarme e intertravamento, é que apareceu o termo automação. As funções predominantes neste nível são as de detecção, comparação, alarme e atuação lógica.

Por isso, para o autor, principalmente para a preparação de seus cursos e divisão de assuntos, tem-se o controle automático aplicado a processo contínuo, com predominância de medição, controle PID (proporcional, integral e derivativo). O sistema de controle aplicado é o Sistema Digital de Controle Distribuído (SDCD), dedicado a grandes plantas ou o controlador single loop, para aplicações simples e com poucas malhas.

Tem-se a automação associada ao controle automático, para fazer sua monitoração, incluindo as tarefas de alarme e intertravamento. A automação é também aplicada a processos discretos e de batelada, onde há muita operação lógica de ligar e desligar e o controle seqüencial. O sistema de controle aplicado é o Controlador Lógico Programável (CLP).

Assim: controle automático e automação podem ter o mesmo significado ou podem ser diferentes, onde o controle regulatório se aplica a processos contínuos e a automação se aplica a operações lógicas, seqüenciais de alarme e intertravamento.

5.4. Graus de Automação

A história da humanidade é um longo processo de redução do esforço humano requerido para fazer trabalho. A sua preguiça é responsável pelo progresso e o aparecimento da automação. Pode-se classificar os graus de automação industrial em várias fases.

Ferramentas manuais

O primeiro progresso do homem da caverna foi usar uma ferramenta manual para substituir suas mãos. Esta ferramenta não substituiu o esforço humano, mas tornou este esforço mais eficiente. Exemplos de ferramentas: pá, serra, martelo, machado, enxada.

Como não há máquina envolvida, considera-se que este nível não possui nenhuma automação.

Na indústria, este nível significa alimentar manualmente um reator, moendo sólidos, despejando líquidos de containeres, misturando com espátula, aquecendo com a abertura manual de válvula de vapor.

Ferramentas acionadas

O próximo passo histórico foi energizar as ferramentas manuais. A energia foi suprida através de vapor d'água, água, eletricidade e ar comprimido. Este degrau foi chamado de Revolução Industrial. A serra se tornou elétrica, o martelo ficou hidráulico.

Na indústria, usa-se um motor elétrico para acionar o agitador, a alimentação é feita por uma bomba, o aquecimento é feito por vapor ou por eletricidade.

Quantificação da energia

Com a energia fornecida para acionar as ferramentas, o passo seguinte foi quantificar esta energia. Um micrômetro associado à serra, indica quanto deve ser cortado. A medição torna-se parte do processo, embora ainda seja fornecida para o operador tomar a decisão.

Na indústria, este nível significa colocar um medidor de quantidade na bomba para indicar quanto foi adicionado ao reator. Significa também colocar um cronômetro para medir o tempo de agitação, um termômetro para indicar o fim da reação. As variáveis indicadas ao operador ajudavam o operador determinar o status do processo.

Controle programado

A máquina foi programada para fazer uma série de operações, resultando em uma peça acabada. As operações são automáticas e expandidas para incluir outras funções. A máquina segue um programa predeterminado, em realimentação da informação. O operador deve observar a máquina para ver se tudo funciona bem.

Na planta química, uma chave foi adicionada no medidor de vazão para gerar um sinal para desligar a bomba, quando uma determinada quantidade for adicionada. Uma

alarme foi colocado no cronômetro para avisar que o tempo da batelada foi atingido.

Controle com realimentação negativa

O próximo passo desenvolve um sistema que usa a medição para corrigir a máquina, através da realimentação negativa. Tem-se uma medição e um ponto de referência e o sistema compara estes dois pontos e atua no processo para que eles sejam sempre iguais, próximos ou periodicamente iguais. A definição de automação de Ford se refere a este nível.

Na indústria química, o controle a realimentação negativa é o começo do controle automático. A temperatura é usada para controlar a válvula que manipula o vapor. O regulador de vazão ajusta a quantidade adicionada no reator, baseando na medição da vazão.

Controle da máquina com cálculo

Em vez de realimentar uma medição simples, este grau de automação utiliza um cálculo da medição para fornecer um sinal de controle.

Na planta química, os cálculos se baseiam no algoritmo PID, em que o sinal de saída do controlador é uma função combinada de ações proporcional, integral e derivativa. Este é o primeiro nível de automação disponível pelo computador digital.

Controle lógico da máquina

O sistema de telefone com dial é um exemplo de máquina lógica: Quando se tecla o telefone, geram-se pulsos que lançam chaves que fazem a ligação desejada. Caminhos alternativos são selecionados por uma série programada de passos lógicos.

O sistema de segurança e desligamento da planta química usa controle lógico. Um conjunto de condições inseguras dispara circuitos para desligar bombas, fechar válvula de vapor ou desligar toda a planta, dependendo da gravidade da emergência.

Controle Adaptativo

No controle adaptativo, a máquina aprende a corrigir seus sinais de controle, se adequando às condições variáveis. Uma versão simples deste nível é o sistema de aquecimento de um edifício que adapta sua reposta ao termostato a um programa baseado nas medições da temperatura externa.

O controle adaptativo tornou-se acessível pelo desenvolvimento de sistemas digitais. Um exemplo de controle adaptativo na indústria química é o compressor de nitrogênio e oxigênio para fabricação de amônia. A eficiência do compressor varia com a temperatura e pressão dos gases e das condições do ambiente. O controlador adaptativo procura o ponto ótimo de trabalho e determina se o compressor está em seu objetivo, através do índice de desempenho. Para isso, usa-se a tecnologia avançada do computador mais a tecnologia de instrumentos de análise em linha.

Controle indutivo

A máquina indutiva rastreia a resposta de sua ação e revisa sua estratégia, baseando-se nesta resposta. Para fazer isso, o controlador indutivo usa um programa heurístico.

Na planta química, o sistema usa um método e o avalia, muda uma variável de acordo com um programa e o avalia de novo. Se este índice de desempenho tem melhorado, ele continua no mesmo sentido; se a qualidade piorou, ele inverte o sentido. A quantidade de ajuste varia com seu desvio do ponto ideal. Depois que uma variável é ajustada, o sistema vai para a próxima. O sistema continua a induzir as melhores condições na planta.

Máquina criativa

A máquina criativa projeta circuitos ou produtos nunca antes projetados. Exemplo é um programa de composição de música. A máquina criativa procura soluções que seu programador não pode prever.

Na planta química, é o teste de catalisador. O sistema varia composição, pressão e temperatura em determinada faixa, calcula o valor do produto e muda o programa na direção de aumentar o valor.

Aprendendo pela máquina

Neste nível, a máquina ensina o homem. O conhecimento passa na forma de informação. A máquina pode ensinar matemática ou experiência em um laboratório imaginário, com o estudante seguindo as instruções fornecidas pela máquina. Se os estudantes cometem muitos erros, porque não estudaram a lição, a máquina os faz voltar e estudar mais, antes de ir para a próxima lição.

Assim, todos os graus de automação são disponíveis hoje, para ajudar na transferência de tarefas difíceis para a máquina e no alívio de fazer tarefas repetitivas e enfadonhas. Fazendo isso, a máquina aumenta a produtividade, melhora a qualidade do produto, torna a operação segura e reduz o impacto ambiental.

2. Processo Industrial

Objetivos de Ensino

1. *Conceituar processo industrial e mostrar os diferentes tipos: contínuo, batelada, discreto e fabricação de peças.*
2. *Apresentar a terminologia relacionada com as variáveis e carga do processo.*
3. *Analisar os parâmetros da controlabilidade do processo: tempo morto e tempo característico (resistência e capacitância).*
4. *Apresentar os tipos de processo: auto-regulante, integrante e runaway.*
5. *Mostrar sistemas de várias ordens.*

1. Processo Industrial

1.1. Conceito

Qualquer estudo de controle de processo deve começar investigando o conceito de processo. Do ponto de vista de produção, o processo é geralmente tomado como o lugar onde os materiais e a energia se juntam para fazer um produto desejado. Do ponto de vista de controle, o processo é identificado como tendo uma ou mais variáveis associadas a ele e que são importantes o suficiente para que seus valores sejam conhecidos e controlados pelo processo.

Qualquer operação ou série de operações que produza o resultado final desejado é considerada um processo. Geralmente, o processo consiste na modificação das matérias primas, colocadas na sua entrada, nos produtos finais, obtidos em sua saída, através do suprimento de energia, durante um determinado período de tempo.

O processo pode envolver uma operação mecânica, um circuito elétrico, uma reação química ou uma combinação desses eventos.

No presente trabalho, o conceito de processo poderá ter significados muitos diferentes. Poderá ser considerada como processo uma simples malha de controle, bem como um complexo sistema de controle com computador digital.

Na prática, tem-se processo dentro de processo. Por exemplo, uma planta de fertilizantes pode ser considerada, na sua totalidade, como um processo. Porém, a planta pode ser tomada como dois processos distintos: um de produção de amônia, outro de produção de uréia. Dentro da unidade de fabricação de amônia, o compressor pode ser considerado como um processo independente. O controle automático do compressor envolve várias malhas de controle, cada malha podendo ser tomada como processo.

Sob o ponto de vista do tempo e do tipo de operação envolvido, o processo pode ser classificado em

1. contínuo,
2. batelada
3. discreto
4. fabricação de itens

1.2. Processo Contínuo

O processo é contínuo quando a matéria prima entra num lado do sistema e o produto final sai do outro lado continuamente. Nesta aplicação o termo continuamente significa um período de tempo relativamente longo, medido em horas, em dias e até em meses, dependendo do processo.

A maioria das indústrias petroquímicas e siderúrgicas possui processos contínuos. As paradas totais dos processos se realizam em intervalos de um ano ou mais. O processo contínuo pode levar até vários dias para entrar em regime estável e permanente de produção.

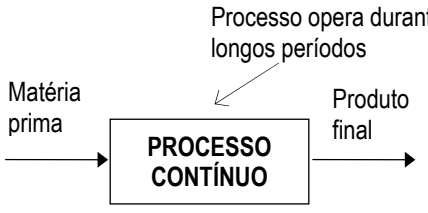


Fig. 2.1. Esquema simplificado do processo contínuo

Todo processo possui um fluxo de material, energia ou ambos. O fluxo de material ou energia é manipulado sob o comando de um controlador cujo objetivo é manter a variável do processo em um valor desejado; este valor é chamado de ponto de ajuste (*set point*).

Exemplo de processo contínuo simples é o nível de líquido de um tanque. A entrada do tanque é livre e a sua saída é manipulada por um controlador de nível, de modo que o nível seja sempre igual a um determinado valor. O nível pode assumir qualquer valor entre vazio (0%) e totalmente cheio (100%). Em determinado momento ele pode valer 65,3 %; em outro 34,9 %.

O controle automático do processo contínuo se baseia no algoritmo que combina as três ações clássicas: Proporcional, Integral e Derivativa e por isso é também chamado de controle PID.

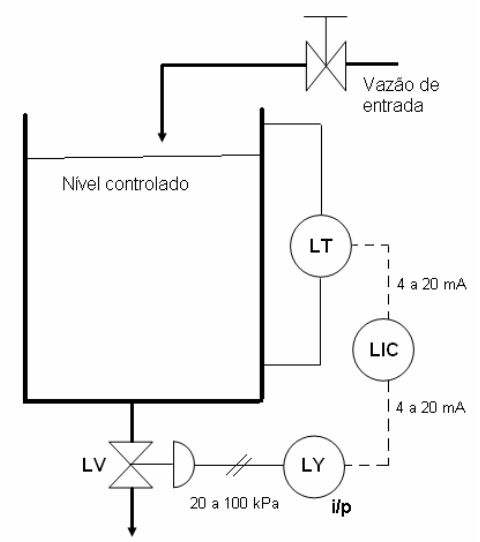


Fig. 2.2. Processo contínuo: nível do tanque

Dependendo do tipo do sensor e do sistema de medição, é possível se ter uma medição descontínua de uma variável contínua. No mesmo exemplo do nível do líquido do tanque, quando se tem eletrodos como sensores do nível, a medição e controle do nível ocorre de modo discreto, através de degraus. Quando se tem três eletrodos com tamanhos diferentes, tem-se uma medição do nível em três degraus. Enquanto apenas um eletrodo estiver coberto pelo nível, a medição do nível não se altera, até que o nível atinja o próximo eletrodo.

Fig. 2.3. Processo industrial

1.3. Processo Batelada (Batch)

Conceito

No processo batelada, uma dada quantidade de material é processada através de passos unitários, cada passo sendo completado antes de passar para o passo seguinte. A alimentação do processo batelada é feita por quantidades discretas, de modo descontínuo. O processo é alimentado, a operação é executada, o produto é descarregado e reinicia-se outro ciclo. Cada operação do processo de batelada pode ser considerada como um processo contínuo, porém o tempo envolvido é relativamente pequeno, medido em minutos ou horas.

O processo batelada é aquele em que as funções de transferência de material ou processamento de material são cíclicas com resultados repetitíveis. O processo batelada faz um produto em quantidades finitas. Em uma situação ideal, este produto é determinado por

1. uma *receita* que tem um nome e contem informação sobre
2. os ingredientes ou as matérias primas usadas,
3. a ordem dos passos e
4. as condições do processo e
5. equipamento usado no processo.

Fazer uma sopa é um exemplo típico de um processo de batelada e possivelmente a receita foi passada oralmente, de uma geração para a seguinte.

No passado, cozinhar a sopa era feito e controlado manualmente, porém os passos e funções típicos de um processo de batelada já eram explícitos e reconhecidos:

1. medição ou sensação por meio de ver, tocar, escutar e degustar
2. atuador, ou a interferência direta de cozinhar com processo, como mexer a

sopa, aumentar ou reduzir a fonte de calor, adicionar ingredientes ou remover a panela do fogo.

3. segurança: como evitar ou extinguir o fogo na caverna ou cozinha, certamente com uma lata d'água para a emergência.
4. manipulação anormal: redução do fogo em caso de excesso de fervura ou aumento da agitação para evitar que sopa grude na panela
5. controle regulatório: mantendo a temperatura da sopa no ponto de ebulição
6. seqüência: execução dos passos do processo em ordem predeterminada
7. coordenação do processo: certos ingredientes foram medidos, pesados ou preprocessados para servir como matéria prima antes de começar o processo principal de cozinhar a sopa.
8. programação: onde alguém programa e supervisiona o processo de fazer vários potes de sopa para todo o pessoal da tribo.

É fácil imaginar que o controle de qualidade, em termos de se garantir um gosto agradável e consistente para vários potes de sopa era requerido pelo usuário final. O controle de qualidade era uma consideração importante para o cozinheiro continuar no negócio ou mesmo continuar vivo.

A otimização do uso do ingrediente e do tempo de cozimento foi muito importante no passado, especialmente quando era pobre o suprimento da comida.

Este exemplo mostra que as funções incluídas no controle do processo de batelada de hoje não eram diferentes daquelas da pré-história. A principal diferença é que, hoje, se tem os meios para armazenar os ingredientes necessários e de executar as funções manuais por meio de equipamento mecânico ou eletrônico, de modo automático.

Como havia muitos fenômenos químicos e físicos pobremente conhecidos, o controle do processo batelada foi considerado uma arte ou uma habilidade no passado. O cozinheiro pré-histórico fez várias funções, tais como engenheiro de pesquisa e desenvolvimento, especialista de processo, operador e instrumentista. Os processos de batelada originais eram tão elaborados que requeriam muita atenção e experiência para fazer produtos com uma qualidade consistente.

Atualmente, tem-se um enfoque mais cientifico e muitas incertezas na química e física foram reduzidas ou resolvidas.

Historicamente, o crescimento do conhecimento dos fenômenos físicos e químicos junto com o aparecimento de novas tecnologias, métodos e técnicas possibilitaram o engenheiro de controle automatizar as funções descritas acima.

A automação começou com as medições do processo e com os atuadores diretos na planta. Depois seguiu-se a automação das funções de controle lógico de intertravamento e do controle regulatório. Gradualmente, a automação foi aplicada ao controle da seqüência e nos níveis de programação.

A automação sempre foi inspirada pela exigência ou demanda de:

1. aumentar a segurança
2. proteger o ambiente
3. melhorar a saúde e trabalho do operador
4. melhorar a qualidade do produto
5. aumentar a eficiência e produtividade
6. controlar os tempos de entrega.

Como a maioria dos problemas de controle ocorre durante os transientes da partida, o processo tipo batelada é mais difícil de ser controlado, pois ele realiza muitas partidas e fica parado durante intervalos de tempo. Como conseqüência, foram desenvolvidos controladores especiais para o processo tipo batelada. Basicamente, tais controladores possuem a capacidade de partir em automático e não precisam ser desligados, nos intervalos do processo parado, sem problema de saturação.

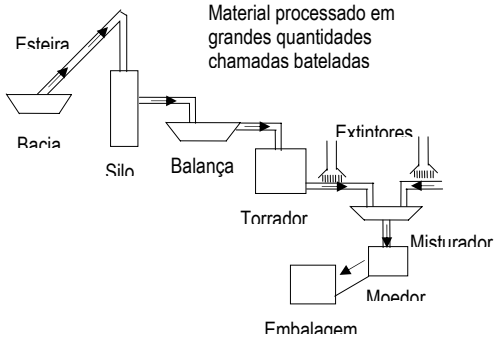


Fig. 2.4. Processo batelada

Fig. 2.5. Três estágios sucessivos de uma batelada simples

Gerenciamento da Batelada

Não é fácil projetar um sistema de controle de processo batelada para uso geral. Parece fácil no início, mas quando se examinam as exigências operacionais e funcionais, se vê que elas são mais complexas que a maioria das outras aplicações. De fato, o projeto de um sistema para controle de processo contínuo é relativamente mais fácil. O controle contínuo pode ser visto como uma parte de um controle de processo batelada.

As exigências operacionais básicas são:

1. mover quantidades discretas (bateladas) de materiais através de equipamentos,
2. operar dispositivos nos equipamentos para criar as condições apropriadas do processo.

A **Fig**. 2.5. mostra uma batelada simples, constituída de um tanque, uma coluna, um funil e um reator. Mas, na prática, as coisas não são tão simples. Usualmente, pode-se e deve-se fazer mais de uma coisa ao mesmo tempo. Por exemplo, enquanto se processa a batelada na coluna, pode-se encher o funil, para que os dois fluxos sejam combinados no reator.

A **Fig**. 2.6 mostra os estágios sucessivos de três diferentes bateladas se movendo através da mesma célula do processo. Assim que a batelada 1 acabou no tanque e enquanto ela ainda está na coluna, a batelada 2 pode começar no tanque. Assim, quando a primeira batelada se move para o reator, a batelada 2 é movida para a coluna e a batelada 3 pode ser começada no tanque.

No Capítulo Controle de Batelada serão apresentados mais detalhes deste tipo de controle.

1.4. Processo discreto

O processo discreto envolve muitas operações de liga-desliga. O seu controle se baseia no mundo binário (digital), onde os estados de um equipamento ou instrumento só podem assumir as condições de ligado ou desligado, energizado ou desenergizado, aceso ou apagado, alto ou baixo, 1 ou 0. O processo discreto requer controle lógico.

Aplicações de controle lógico incluem o alarme e intertravamento do controle contínuo de processos industriais. Geralmente o processo discreto requer a automação, em vez de controle contínuo.

1.5. Manufatura de Peças

No processo discreto, cada item a ser fabricado é processado em uma etapa, como um item separado e individual. Embora seja um sistema de processo muito comum, **não** será tratado neste trabalho.

A indústria automobilística e a manufatura de peças mecânicas são exemplos de processos onde há a manufatura de peças individuais. Neste tipo de indústria, atualmente, usam-se robots para executar estas séries de operações repetitivas.

Fig. 2.7. Processo de montagem de peças

2. Variáveis do Processo

2.1. Introdução

A variável do processo é qualquer quantidade física que possui o valor alterável com o tempo e com o espaço. Controlar uma variável significa manter constante a grandeza que tenderia a variar. Não se deseja e nem se pode controlar uma grandeza constante.

As variáveis do processo geralmente são interdependentes entre si. Para se controlar uma variável, é preciso fazer medições (geralmente mas nem sempre da variável controlada) e deve se manipular outra variável dependente. Existem variáveis mais facilmente detectáveis e outras, mais facilmente manipuláveis.

Uma variável de processo pode ser considerada, dentro de determinada tolerância e intervalo de tempo, como constante. Na natureza tudo está variando, porém, às vezes, esta variabilidade não é detectada pelo instrumento de medição e por isso a variável é considerada constante.

Outros parâmetros de controle são estabelecidos e mantidos fixos. Exemplos de constantes são o valor do ponto de ajuste, dos ajustes das ações de controle e dos pontos de alarme.

Naturalmente, uma variável analógica se altera de modo suave. Raramente a natureza dá saltos. Em controle, uma alteração brusca da variável é anormal e geralmente um indicativo de quebras ou problemas. Porém, a variação do ponto de ajuste feita pelo operador geralmente é rápida e do tipo degrau e o controlador bem projetado deve prever e tratar esta variação brusca.

A partir destas premissas, serão definidas, agora, as variáveis envolvidas na malha de controle:

1. controlada
2. medida
3. manipulada
4. aleatória
5. distúrbio
6. carga do processo

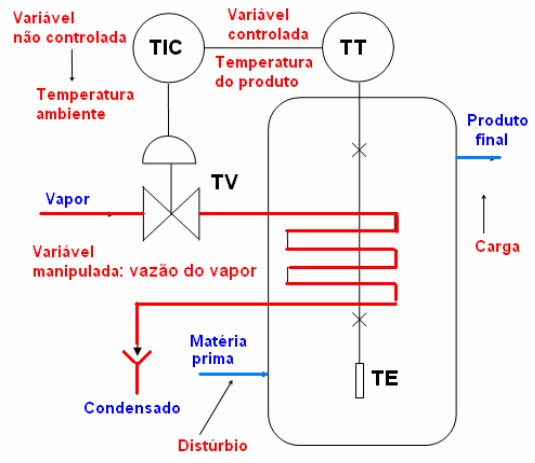


Fig. 1.1. Terminologia do controle

2.2. Variável Controlada

A variável controlada é aquela que se quer manter constante, mesmo que haja influência de outras variáveis que tenderiam modificar o seu valor. Na malha de controle à realimentação negativa, a variável controlada é sempre medida, geralmente na saída.

A variável controlada determina o tipo e o tag da malha de controle. Quando se fala de malha de temperatura, a temperatura é a variável controlada.

2.3. Variável Medida

Na instrumentação, a maioria das medições é feita de modo indireto. Mede-se uma grandeza física diretamente e infere o valor da variável desejada desta medição. Por exemplo, a medição de temperatura por enchimento termal é uma medição direta de pressão; a medição da temperatura através do termopar mede diretamente uma tensão elétrica. A medição de nível geralmente é feita através da medição da pressão diferencial. A medição da vazão, por placa de orifício, se resume na medição da pressão diferencial gerada pela placa. Porém, em todos casos, o que se considera como mais importante é a variável que se quer medir ou controlar. A variável medida é que determina o tipo do elemento sensor.

Em princípio, qualquer variável de processo que possa produzir um movimento, uma força mecânica, uma força eletromotriz ou a variação de uma grandeza elétrica passiva, pode ser medida, por sensores mecânicos e eletrônicos.

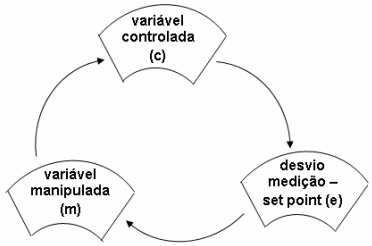


Fig. 2.8. Variáveis da malha fechada de controle

2.4. Variável Manipulada

A variável manipulada é aquela que é monitorada pelo controlador para influir no valor da variável controlada. Na malha de controle a realimentação negativa a variável manipulada está na entrada do processo.

A variável manipulada determina o tipo do elemento final de controle. Como a maioria dos elementos finais de controle é a válvula com atuador pneumático, a vazão do fluido que passa através da válvula é a variável manipulada.

As variáveis manipuladas incluem a posição da válvula, a posição do damper, a velocidade do motor. Uma malha de controle é

muitas vezes manipulada para controlar outra variável em esquemas de controle mais complexos. Por exemplo, o controle da temperatura (variável controlada) pode ser realizado através da atuação na vazão (variável manipulada) de vapor. O vapor é considerado o meio de controle.

Deve-se notar que o meio de controle pode conter outras variáveis, além da que está sendo manipulada, que também influem na variável controlada. Por exemplo, a qualidade do vapor superaquecido depende da temperatura e da pressão. A capacidade de aquecimento do vapor é função de sua quantidade e de sua qualidade. A vazão é relacionada com a quantidade de vapor. Para a mesma quantidade de vapor, a capacidade de aquecimento pode se alterar pelas variações da pressão e da temperatura do vapor. O vapor com menor pressão é menos eficiente para o aquecimento que o de maior pressão.

2.5. Variáveis Aleatórias e Distúrbios

Além das variáveis controlada e manipulada, de interesse direto para o controle do processo, existem outras variáveis que influem no processo. Essas variáveis, que afetam o desempenho do processo, podem ser chamadas, de um modo genérico, de distúrbios ou de carga do processo. Como o seu controle direto é muito difícil, deve-se aprender a conviver com elas e ajustar o sistema para compensar a sua influência.

Podem ser considerados como distúrbios do processo: as condições de operação, as condições ambientais, o desgaste dos equipamentos e dos instrumentos, a falha de equipamentos, os fenômenos internos ao processo, como as reações endotérmica e exotérmica.

Quanto ao local onde os distúrbios podem ocorrer, tem-se:

1. de demanda, ocorrido na saída do processo,
2. de suprimento, na entrada do processo,
3. de operação, com variação do ponto de ajuste.
4. Quanto ao formato da onda, o distúrbio pode ser classificado como:
5. tipo degrau, quando a variação é instantânea de um nível a outro e depois fica constante. A resposta de um sistema a um degrau é a resposta ao transiente.
6. rampa, quando a variação segue uma reta inclinada. Quando a inclinação da reta aumenta muito, o distúrbio tipo rampa passa a tipo degrau,
7. senoidal, variando ciclicamente segundo uma senóide,
8. pulsos, quando a duração do degrau é pequena e cíclica. Normalmente o pulso é retangular; às vezes, o trem de pulsos é deformado e se comporta como um sinal senoidal
9. aleatório, quando não se enquadra em nenhum caso anterior.

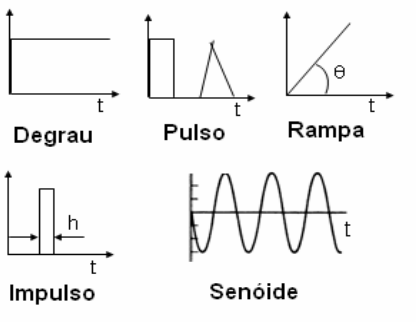


Fig. 2.9. Formatos dos distúrbios de processo

Quando há um distúrbio na entrada do processo, há uma correspondente alteração na saída do processo. O tipo de resposta depende basicamente do tipo do distúrbio e das características dinâmicas do processo. Para a determinação do desempenho do sistema de controle em frequência mais elevada, estuda-se o comportamento da resposta, aplicando-se na entrada uma variação senoidal. Estas simulações de sinais não se afastam muito do processo real, pois a maioria dos distúrbios de um processo pode ser considerada uma combinação das variações degrau e senoidal.

A temperatura do tanque aquecido pela serpentina com vapor depende de:

1. quantidade de vapor
2. qualidade do vapor (P, T e %)
3. nível do produto no tanque
4. tipo do produto que entra
5. temperatura do produto de entrada
6. estado da serpentina
7. temperatura ambiente
8. tipo de reação que ocorre dentro do tanque (exotérmica ou endotérmica)
9. ponto de ajuste do controlador
10. etc.

Neste sistema,

1. a temperatura é a variável controlada e portanto é medida,
2. a variável sentida é a pressão do sistema de enchimento termal

3. a variável manipulada é a vazão de entrada de vapor na serpentina
4. a temperatura ambiente pode afetar a temperatura do produto, mas é não controlada
5. a saída do produto é a carga do processo
6. pode haver distúrbio afetando o produto de entrada ou o produto dentro do tanque.

2.6. Grau de Liberdade e Variáveis

O parâmetro associado a quantidade ótima de controladores em um sistema é o grau de liberdade, definido como a diferença entre o número de variáveis e o número de equações independentes entre as variáveis. O número de controladores automáticos atuando independentemente em um sistema ou parte do sistema não pode exceder o número do grau de liberdade.

Quando o número de controladores é menor que a diferença entre o número das variáveis controladas e o das equações independentes, é possível se controlar o processo, porém, o controle é insuficiente. Existem variáveis que não são controladas e podem afetar a eficiência do sistema global.

Porém, quando o número de controladores usados é igual ou maior que a diferença entre das variáveis e o número de equações matemáticas que existem entre as variáveis, o sistema é contraditório e não é possível se conseguir um controle. Os controles se anulam ou então, o controle de uma variável torna impossível o controle de outra variável.

80 a 90% das malhas de controle de uma planta são projetadas, instaladas, sintonizadas e operadas com grande sucesso usando-se a técnica simples da realimentação negativa. Os restantes 20 a 10% dependem de técnicas mais avançadas de controle. Isto pode parecer uma pequena percentagem do total, porém as poucas malhas críticas podem provocar a parada da planta.

Um estudo mais profundo, para a determinação das variáveis a serem controladas, a partir das equações que governam o processo, está além do objetivo desse trabalho.

3. Controle do Processo

Controlar o processo significa obter os resultados desejados dentro dos limites de tolerância razoáveis. Sempre que houver um distúrbio ou variação de carga no processo, a variável controlada deve retornar exatamente ao ponto de ajuste estabelecido, dentro do tempo prescrito e com um erro de pico limitado.

A relação entre as variáveis controlada, manipulada e carga qualifica a necessidade do controle do processo. A variável manipulada e as várias cargas podem aumentar ou diminuir a variável controlada, dependendo do projeto do processo. Alterações na variável controlada refletem o balanço entre as cargas e a variável manipulada.

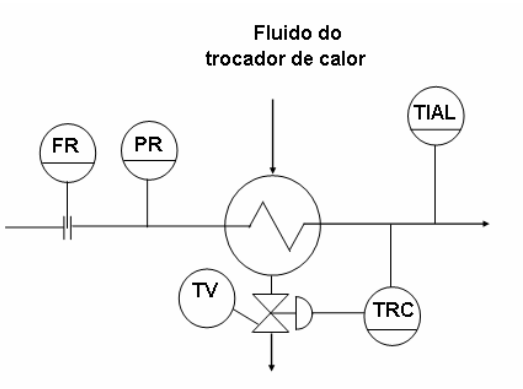


Fig. 2.11**.** Trocador de calor

Para o trocador de calor, o aumento na abertura da válvula, na entalpia do vapor, na temperatura de entrada e na temperatura ambiente tendem a aumentar a temperatura do produto, enquanto o aumento da vazão e da encrostação do trocador tende a diminuir a temperatura. A temperatura responde ao efeito combinado e total destas influências. Se as influências positivas são maiores que as negativas, a temperatura sobe; quando as negativas predominam sobre as positivas, a temperatura desce. Se todas as variáveis da carga permanecem constantes, a posição da válvula não precisa ser alterada e a variável controlada permanece também constante.

Os instrumentos de controle do processo são necessários porque as variáveis de carga não permanecem constantes. O objetivo do sistema de controle é determinar e continuamente atualizar a posição da válvula em função das variações da carga do processo.

Geralmente, o problema do controle é determinar o valor da variável manipulada que estabelece um balanço entre todas as influências na variável controlada e manter a variável constante e igual a um valor desejado. Outros fatores, tais como a velocidade de resposta, o formato da resposta e a interface

do operador são também importantes no projeto e na escolha dos sistemas de controle.

Independente do grau de complexidade, todo sistema de controle resolve o mesmo problema básico e para um dado processo e condições de cargas, deve-se chegar ao mesmo resultado.

O problema de controle pode ser resolvido por apenas dois modos, cada um correspondendo a uma filosofia de projeto básica: feedback e feedforward. O sistema com realimentação negativa (feedback) gera o sinal de controle baseado na diferença entre o valor real da medição e o valor do ponto de ajuste desejado. Para o sistema preditivo antecipatório (feedforward), o sinal de controle é gerado de valores baseados em diversas variáveis de carga, quando elas afetam o processo.

3.1. Controlabilidade do Processo

No sistema, a controlabilidade ou o grau de dificuldade de controle do processo é de importância fundamental, pois só quando um processo é controlável pode se projetar e aplicar um sistema de controle adequado para ele.

Há processos difíceis de controlar, onde a variável controlada fica distante ao ponto de ajuste, o tempo de recuperação é longo ou a amplitude das oscilações é maior do que o desejada. O que torna um processo difícil de ser controlado são os atrasos que aparecem no processo em si e na malha dos instrumentos. O controle seria trivial se o sistema respondesse instantaneamente as variações na entrada do processo.

3.2. Parâmetros Dinâmicos

Diz-se que um parâmetro é dinâmico quando ele assume valores diferentes no decorrer do tempo. Contrariamente, um parâmetro estático é constante no tempo, dentro de determinada tolerância.

O desempenho do sistema depende das características dinâmicas de todos os componentes da malha fechada de controle. Quando se estuda o comportamento dinâmico do sistema de controle, até as interligações entre os instrumentos devem ser consideradas. Por exemplo, no sistema de controle pneumático, o tempo de atraso das respostas é função da distância entre o transmissor e o controlador, da distância entre o controlador e a válvula de controle, da bitola do tubo de ligação, do material dos tubos e do tipo das conexões.

O modo matemático correto de expressar o comportamento do fenômeno dinâmico é através das equações diferenciais. A variável que só depende do tempo pode ser descrita por uma equação diferencial convencional. Se a variável depende do tempo e do espaço, ela é descrita por uma equação diferencial parcial. As equações diferenciais são desenvolvidas a partir de conhecidas leis físicas e químicas, tais como a lei de Newton, a lei da conservação de energia, a lei da conservação das massas e as leis termodinâmicas. A solução dessas equações diferenciais, obtida inclusive com a transformada de Laplace, envolve funções exponenciais do tempo. Está além dos objetivos do presente trabalho, o estabelecimento e a solução das equações diferenciais relacionadas com o controle de processo.

A variação das condições de equilíbrio do sistema de controle faz a medição da variável controlada se afastar do ponto de ajuste e produzir um erro. O controlador faz o sinal de medição voltar a ser igual ao ponto de ajuste, alterando sua saída. Porém, sempre que o sinal de medição e o sinal de atuação passam por cada componente da malha, eles podem sofrer alterações na magnitude e sofrer atrasos ou avanços. Cada componente possui um ganho que altera o seu valor e um atraso que altera o ângulo de fase.

A existência de atrasos no processo tem um efeito fundamental no desempenho da malha de realimentação negativa. Sem entender as causas destes atrasos é impossível avaliar que modos de controle (proporcional, integral, derivativo) são necessários ou se o controle de realimentação negativa terá sucesso em determinada aplicação.

Há três tipos básicos de tempos de atraso envolvidos no processo: a inércia, o tempo morto e o tempo característico.

3.3. Inércia

Nos sistemas mecânicos envolvendo componentes moveis e na medição de vazão com fluidos acelerados e desacelerados, os efeitos da inércia são importantes e devem ser considerados. Os efeitos inerciais estão matematicamente relacionados pela segunda lei de Newton e relacionam a força F, a massa m e a aceleração a

$$F = m\,a$$

3.4. Tempo Morto

O tempo morto é chamado de tempo de transporte ou atraso de transporte. O tempo morto invariavelmente ocorre quando se tem o

transporte ou a transferência de massa, de energia ou de informação entre dois pontos do sistema. Este atraso depende essencialmente da distância L entre os pontos e da velocidade v com que é feita a transferência. Quanto menor a distância entre os pontos, menor o tempo de atraso; quanto maior a velocidade de transferência, menor também é o tempo morto.

Matematicamente,

$$t_d = \frac{L}{v}$$

onde

t_m é o tempo morto

L é a distância percorrida

v é a velocidade de propagação

A dimensão do atraso ou do tempo morto é a de tempo; a unidade SI é o segundo.

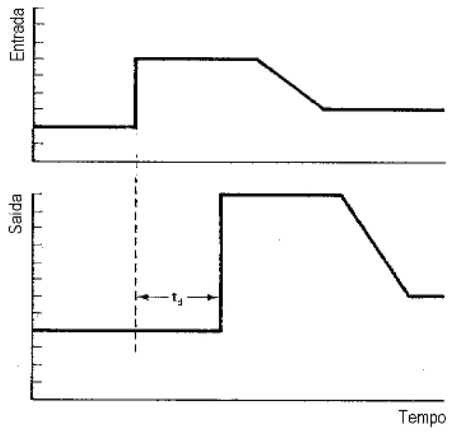


Fig. 2.12. Resposta de um elemento simples com tempo morto

O tempo morto é o tempo transcorrido entre o aparecimento do distúrbio e o início da resposta do sistema de controle. Durante o tempo morto o controlador não responde aos distúrbios do processo, porque ainda não tomou conhecimento destes distúrbios.

O tempo morto afeta o sinal, atrasando-o. Um tempo morto puro permite a passagem do sinal de entrada inalterado, porém atrasado. Quando o sinal é senoidal, o tempo morto também atrasa o sinal, porém, nessa configuração se diz que há um atraso no ângulo de fase. O tempo morto desloca o ângulo de fase.

O tempo morto pode ser tomado como o parâmetro de referência para o estudo do grau de dificuldade de controle do processo. Quanto maior o tempo morto do processo, maior é a dificuldade de seu controle.

Como o tempo morto é muitas vezes causado pelo tempo requerido para movimentar material de um ponto a outro, ele é chamado de atraso de transporte ou atraso distância/velocidade. O tempo real depende da distância percorrida e da velocidade do material.

Um exemplo clássico de um processo com predominância de tempo morto é o sistema de pesagem de sólidos transportados por uma esteira rolante. O tempo morto entre a ação de abertura da válvula de controle e a correspondente variação no peso é matematicamente igual a divisão entre a distância do sensor-válvula pela velocidade da esteira rolante. O sistema com pequena distância entre o sensor e a balança possui pequeno tempo morto.

O sistema de mistura de composição química (**Fig.** 2-13) é um exemplo de um processo de primeira ordem mais tempo morto. A vazão do líquido de entrada é misturada com a vazão de saída da mistura. Isto pode ser feito com uma bomba na saída e um sensor de nível e controlador acionando uma válvula manipulando a vazão de entrada. Um recipiente com o produto a ser misturado com o líquido é suspenso acima do tanque passando por uma tubulação.

O pó cai do recipiente, através de uma porta e cai no tanque a posição da porta é governada por um cilindro. Um motor aciona um agitador para homogeneizar a mistura.

Uma variação degrau no posicionador da porta varia imediatamente a quantidade de pó deixando o recipiente, feito em um esforço para mudar a composição da mistura da saída. Porém esta variação deve cair no tanque, depois de percorrer a tubulação. Este é o tempo morto Uma vez no tanque, o pó deve se dissolver e ser homogeneizado. Isto é um processo de primeira ordem, exponencial.

Quando se tem um tempo morto muito grande é muito difícil se obter um controle bom e estável com um controlador tradicional. Para produzir uma variação na saída do processo, o controlador move o atuador e monitora a saída do processo para determinar o resultado. Porém, absolutamente nenhum efeito aparece, por causa do tempo morto. Assim, o controlador pode acionar o atuador, aumentando, aumentando até que o tempo morto expire. Então a saída começa a responder, de modo muito rápido. O controlador começa a diminuir a ação no atuador. Mas por causa do tempo morto, nenhum efeito é sentido imediatamente. E então o controlador diminui, diminui e diminui.

A solução é colocar um microcomputador no controlador e modelar o processo nele. Ele pode então antecipar o tempo morto, temporizando variações na sua saída para produzir os resultados desejados assim que o tempo morto termine.

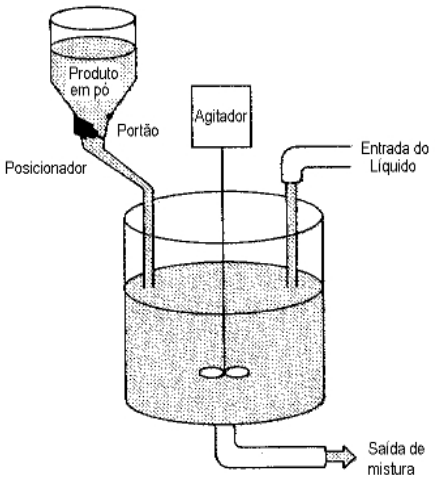


Fig. 2.13. Sistema de mistura de composição de um processo de primeira ordem e tempo morto

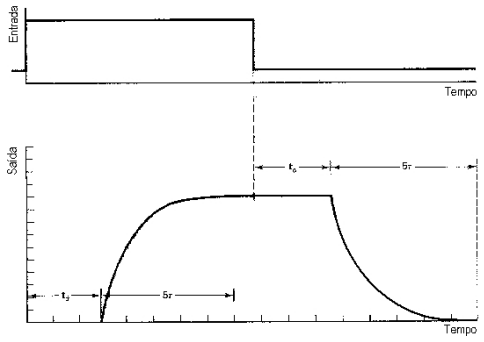


Fig. 2.14. Resposta normalizada de um elemento de primeira ordem mais tempo morto a um degrau

3.5. Tempo Característico

O tempo característico ou constante de tempo é o tempo em que o processo começa a responder aos distúrbios até atingir o valor de regime. Ele é chamado de característico porque depende do processo em si.

Como tipicamente a resposta da saída é exponencial, atingindo o 100% do valor final teoricamente só no tempo infinito, arbitrou-se como tempo característico o intervalo de tempo que a saída atinge 63% do valor final da resposta. Chega-se a este valor tornando o tempo característico igual a uma constante de tempo, de modo que a resposta fica igual a $1 - e^{-1} = 1 - 0,37 = 0,63$

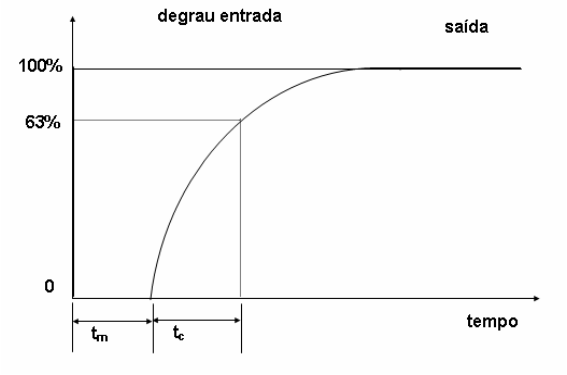


Fig. 2.15**.** Tempo morto e tempo característico

O tempo característico depende do produto de dois outros parâmetros dinâmicos: a resistência e a capacitância. Por isso, quanto maiores a resistência e a capacitância do processo, maior é o tempo de atraso da resposta do processo e mais lento é o processo. O tempo característico deforma o sinal, transformando o degrau em uma exponencial. Quando maior o tempo característico, mais lentamente é a subida da exponencial.

O tempo característico é o atraso fácil de ser compensado pela escolha e pelos ajustes dos modos do controlador.

Resistência

A resistência é a dificuldade que todo fluxo de material ou de energia encontra para se deslocar entre dois pontos do sistema. A resistência elétrica é o grau de dificuldade para a corrente elétrica; a viscosidade absoluta é o grau de dificuldade para o escoamento do fluido, a resistência termal é o grau de dificuldade de transferência de calor (energia) entre dois corpos.

Por exemplo, as respostas da variação da temperatura de um reator quando se aplica um degrau de variação no vapor de entrada são diferentes, quando se tem a injeção direta de vapor, o aquecimento através da serpentina, a

medição com um termopar pelado, com bulbo de proteção e com bulbo-poço. A serpentina, apresenta uma resistência para a transferência de calor do vapor para o produto do processo e o bulbo e o poço apresentam resistência para a transferência de calor do produto para o termopar.

Capacitância

A capacidade é o local onde a massa e a energia se armazenam. Uma capacidade age como um filtro ou amortecedor, entre um fluido de entrada e um fluido de saída. Em sistema mecânico, um vaso tem a propriedade de armazenar fluidos. A medição mecânica da capacitância é a inércia, que determina a quantidade de energia que pode ser armazenada em um equipamento estacionário ou móvel. Em sistema elétrico, o capacitor é usado para armazenar cargas elétricas.

O tamanho de uma capacidade é medida por sua constante de tempo. Na resposta do nível, desde que as duas vazões se aproximem assintoticamente, elas nunca se tornam totalmente iguais, pelo menos na teoria. O nível para de variar e, deste modo, a resposta não pode ser medida pelo tempo que ele leva para encher o tanque. Em vez disso, a resposta é quantificada por uma constante de tempo que é definida como o tempo requerido para completar 63,2% da resposta total. Este número não é arbitrário, mas é determinado das equações diferenciais que modelam o processo. Como uma primeira aproximação, a constante de tempo de um elemento capacitivo é aproximadamente igual ao seu tempo de residência, que é definido como o volume dividido pela quantidade de produto acumulado, em unidades consistentes. Assim, se o tanque tem a capacidade de 1.000 litros e a vazão através do tanque é 100 L/min, o tempo de residência se torna 1.000 L/100 L/min = 10 minutos.

Quando o sinal de controle é senoidal, o sinal de saída se aproxima do valor médio da entrada. O nível irá subir enquanto a vazão de entrada for maior que a vazão de saída; o nível irá abaixar quando a vazão de entrada for menor que a vazão de saída. Para uma entrada senoidal, o sinal de medição de um elemento capacitivo também é senoidal, com o mesmo período.

A variação no sinal de medição, em comparação com a variação no sinal de controle, depende principalmente do período. Se o sinal de controle cicla muito rapidamente, com um período curto, a oscilação no nível será muito pequena. De modo diferente, se a mesma variação no sinal de controle ocorre em um período mais longo, a variação do nível será muito maior.

Há uma diferença conceitual entre capacitância e capacidade.

A *capacidade* é a máxima quantidade de material ou energia que pode ser armazenada em um equipamento ou sistema. A capacidade é uma grandeza estática relacionada apenas com o tamanho de armazenagem de fluido ou de energia.

A *capacitância* é uma grandeza dinâmica que relaciona a capacidade com outra variável de processo. É definida como a variação da quantidade de material ou energia necessária para fazer uma variação unitária na variável do processo. Por exemplo, capacitância é o número de litros de água necessários para variar um nível do tanque por um metro. Em outras palavras, para fazer uma variação na variável controlada, alguma quantidade de variável manipulada deve ser fornecida ou removida; esta quantidade dividida pela variação é a capacitância.

A **Fig.** 2.16 mostra dois tanques tendo a mesma capacidade (72 m^3) mas com alturas diferentes (6 metros e 4 metros). Suas capacitâncias são diferentes:
a do tanque alto vale 72 m^3/6 m = 12 m^3/m
a do baixo vale 72 m^3/4 m = 18 m^3/m

Em tanques de mesma capacidade mas de diferentes capacitâncias, para a mesma variação de volume do líquido em ambos os tanques, o nível no de maior capacitância é mais estável. Geralmente, quanto maior a capacitância de um processo, mais fácil é seu controle.

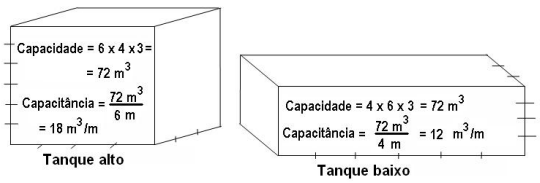

Capacidade = 6 x 4 x 3 =
= 72 m3
Capacitância = 72 m3 / 6 m
= 18 m3/m
Tanque alto
Capacidade = 4 x 6 x 3 = 72 m3
Capacitância = 72 m3 / 4 m = 12 m3/m
Tanque baixo

Fig. 2.16**.** Capacidade e capacitância do tanque:

Quando se quer controlar o nível dos dois tanques, o processo é mais sensível no tanque alto (menor capacitância) do que no tanque baixo (maior capacitância). Para a mesma variação de volume em ambos os tanques, o nível no tanque alto terá uma maior variação. O tanque alto tem menor capacitância, resposta mais rápida e é mais difícil de ser controlado dentro de uma dada faixa. Aumentando a

capacitância para uma dada faixa de controle melhora a estabilidade da variável controlada em resposta a um distúrbio.

Na prática e em controle de processo, o parâmetro mais significativo do tempo característico é a capacidade. Quando se compara a dificuldade de controle de um sistema com tempo morto e com capacidade, a capacidade é um elemento mais fácil de ser controlado.

A variável de processo com predominância capacitiva é o nível de liquido, em tanque. Outro exemplo, é a pressão de gás em volume constante.

As respostas dos elementos de capacidade diferem das respostas do elemento de tempo morto em dois pontos significativos:

1. não ocorre atraso antes da medição começar a variar, isto é, nenhum tempo morto está associado com o elemento capacitivo.
2. a capacidade inibe a taxa em que a medição pode variar.

Por causa do nível ser uma medição da armazenagem de liquido em um tanque e por causa da taxa de acúmulo (positiva ou negativa) responder às diferenças entre as vazões de entrada e de saída, o nível não pode variar instantaneamente mesmo se o sinal de controle tiver variação instantânea. Quanto maior o nível em comparação com as vazões, mais lenta será a variação do nível. Assim, o elemento capacidade no processo tende a atenuar os distúrbios. Isto torna o controle mais fácil, enquanto que o tempo morto torna o controle mais difícil.

O tempo morto e o tempo característico determinam todos os ajustes do controlador. Por exemplo, a banda proporcional é proporcional a relação entre ambos (t_m/t_c). O erro acumulado e o erro de pico, que determinam quantitativamente a qualidade do controle, são proporcionais a relação entre t_m/t_c.

O período natural de oscilação do processo, T_n, tomado como base para os ajustes do tempo integral e do tempo derivativo, é também proporcional ao tempo morto.

Os processos com uma única capacidade e com tempo morto puro existem apenas na teoria. Qualquer processo real inclui um número de cada um destes elementos dinâmicos. Por exemplo, o trocador de calor, inclui um tempo morto associado com o tempo que se gasta para a água quente fluir do trocador para o sensor. O processo possui as seguintes capacidades:

1. volume do atuador da válvula,
2. volume das serpentinas do trocador de calor,
3. energia armazenada nos tubos
4. energia armazenada na água dos tubos
5. energia armazenada no termopar e no sensor.

Se os controles são pneumáticos, um tempo morto e uma capacidade efetivos estão também associados com cada linha de transmissão. A situação típica inclui um ou dois tempos mortos identificáveis e vários pequenas capacidades.

Os tempos mortos em série são aditivos: um tempo morto de 1 minutos seguido de um atraso de 2 minutos combinam para formar um tempo morto de 3 minutos. Entretanto, o efeito combinado de um número de capacidades em série não é tão obvio. O efeito combinado de vários atrasos capacitivos parece para o controlador como a combinação de um atraso de tempo morto seguido de uma única capacidade com uma constante de tempo igual a maior constante de tempo individual.

Na resposta de malha aberta de um trocador de calor a uma variação degrau na saída do controlador, inicialmente a temperatura permanece constante, porém mais tarde ela começa a crescer e se aproxima para um novo valor constante, segundo uma exponencial. Embora o processo possa realmente ser uma coleção intrincada de elementos de tempo morto e de capacidade, ele pode ser representado por um modelo com um tempo morto mais uma capacidade, de modo a projetar a malha de realimentação. Os parâmetros para este modelo podem ser obtidos como um tempo morto aparente e uma constante de tempo aparente.

Enquanto esta representação possa ser obvia para o instrumentista, o controlador não pode ver a diferença. Desde que o tempo morto torna o controle mais difícil e a capacidade o faz mais fácil, uma estimativa da dificuldade do controle pode ser feita pelo cálculo da relação do tempo morto aparente e da constante de tempo aparente. Esta relação, t_d/t_1 possui também um grande significado para os ajustes do controle.

Concluindo, o controle seria perfeito, se o processo tivesse tempo morto igual a zero e apenas uma constante de tempo. Infelizmente, tal processo não existe. Na prática, quanto menor o tempo morto e menor a ordem (quantidade de constantes de tempo), mais fácil é o controle do processo. O processo com pequeno tempo morto e com uma única constante de tempo é o mais fácil de ser controlado.

4. Tipos Básicos de Processo$_A$

Há três tipos básicos de processos, quanto a sua capacidade de se controlar sem o auxilio externo ou quanto a sua habilidade de amortecer os distúrbios que aparecem:

1. auto-regulante
2. integrante
3. com realimentação positiva.

A maioria da literatura técnica concentra se no estudo do ganho e dos termos dinâmicos dos processos auto-regulantes, com realimentação negativa interna. Os outros processos são menos discutidos, embora sejam freqüentes na prática.

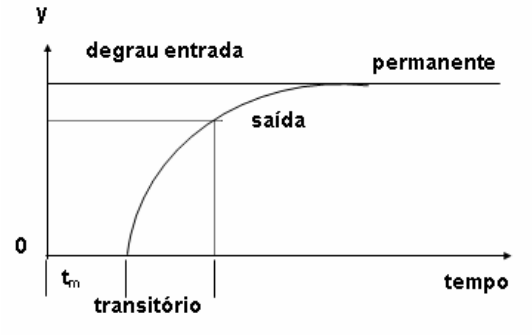


Fig. 2.17 Processo auto-regulante

4.1. Processo Auto-regulante

O processo auto-regulante possui uma espécie de controle interno, inerente a ele. Ele possui um amortecimento, de modo que ele se regula automaticamente. O processo auto-regulante é fácil de ser controlado, pois ele ajuda a limitação do desvio da variável controlada.

Quando se aplica um degrau na entrada do processo auto-regulante, a sua saída varia conforme uma exponencial decrescente, tendendo assintoticamente para um valor limite natural ou valor de regime final.

Exemplos de processos auto-regulantes:

1. malha de controle de vazão,
2. malha de controle de nível sem bomba na descarga, onde a coluna liquida estabelece naturalmente a vazão da saída,
3. malha de controle de pressão com pequena relação entre o volume do tanque com a vazão de entrada,
4. malha de controle de temperatura, exceto das reações químicas exotérmicas,
5. malha de controle de pH, de óxido redução e de concentração em processo contínuo (não batelada).

No processo auto-regulante com tempo morto muito maior que o tempo característico, o período natural de oscilação é igual ao dobro do tempo morto.

$$T_n = 2\ t_m$$

Quando o tempo morto é muito menor que o tempo característico o período natural é igual a quatro vezes o tempo morto do processo.

$$T_n = 4\ t_m$$

A auto-regulação do processo pode estar apenas na entrada (ou na saída) ou em ambas. Como exemplo, considere os três diferentes sistemas de controle de nível:

1. o sistema com a saída e a entrada totalmente independentes entre si e independentes do nível do tanque. O nível do tanque pode ser controlado pela vazão de entrada. Porém, se a entrada é independente da saída, uma pequena diferença entre as vazões leva o tanque ou para totalmente cheio ou para totalmente vazio. Não há auto-regulação; este processo é integrante.
2. o sistema com a entrada independente do nível, mas com a saída dependente do nível, pois a abertura da válvula da saída é proporcional ao nível: quanto maior o nível, maior será a vazão da válvula de saída. É um sistema parcialmente auto-regulante ou com a auto-regulação apenas na saída. Quando o nível sobe, a válvula da saída abre mais, fazendo o nível descer.
3. o sistema completamente auto-regulante, quando a vazão de saída e a vazão de entrada dependem ambas do nível. Quando o nível é elevado, o sistema naturalmente diminui a vazão de entrada (maior resistência a vencer) e aumenta a vazão de saída (maior pressão da coluna liquida) As variações na vazão de entrada ou na vazão de saída causarão apenas uma pequena variação no nível, pois o processo ajuda a restabelecer o equilíbrio.

Como conclusão, quando se puder fazer uma escolha do sistema a ser controlado, aquele com o maior grau de auto-regulação deve ser o escolhido, pois ele é mais fácil de ser controlado.

4.2. Processo Integrante

A resposta de malha aberta do processo integrante não atinge um valor limite estável, quando se aplica um degrau unitário em sua entrada. A sua saída varia conforme uma rampa ascendente, crescendo continuamente, até atingir o valor limite natural do processo; por exemplo, 100% donível do tanque e a explosão do tanque, no controle de pressão. Ele é chamado de *integrante*. por que a resposta na saída é igual a integral da entrada.

Exemplos de processos integrantes:

1. a malha de controle de nível com bomba na descarga, onde a vazão da saída independe da coluna liquida ou com a válvula de controle na entrada do tanque,
2. a malha de controle de pressão sem abertura de descarga ou com pequena relação entre a vazão de entrada e o volume do tanque,
3. a malha de controle de pH, de óxido redução e de concentração em processo tipo batelada (não contínuo),

Como o processo integrante não se balanceia por si e não possui um valor de regime, ele não pode ser deixado sem controle automático durante longo tempo. Ele deve ter um sistema de segurança que evite a variável controlada atingir o valor perigoso, quando o controle automático falhar.

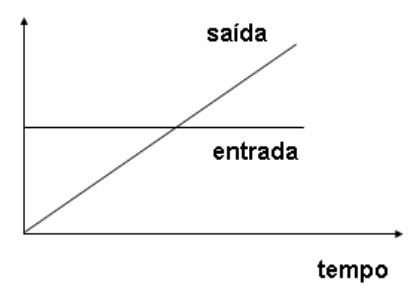


Fig. 2.18 Processo integrante: quando a entrada é um degrau, a saída é uma rampa.

No processo integrante, quando se pode ajustar a banda proporcional em faixa menor que 10%, não é necessário usar o modo integral pois o desvio permanente é pequeno e usa se o controle proporcional isolado. Quando a banda proporcional não puder ser tão estreita, pode se usar a ação integral somente quando for possível associar também a ação derivativa.

No processo integrante, é comum é se ter o tempo característico muito grande. Quando, porém, o tempo morto é muito maior que o tempo característico, o período de oscilação da frequência natural do processo é igual a 4 vezes o tempo morto.

O período natural do processo integrante é muito maior do que o do processo auto-regulante, com mesmo tempo morto e mesmo tempo característico. Pode se demostrar matematicamente que o período natural do processo integrante é cerca de 56 vezes o período natural do processo auto-regulante. Como conseqüência, os ajustes do tempo integral e do tempo derivativo para este processo integrante devem ser 56 vezes maiores que os ajustes do processo auto-regulante. Por isso o processo integrante requer muito menor ação integral e muito maior derivativa. Esta é a principal razão porque a ação integral não deve ser usada em controle de nível. Se o ruído do nível, devido a turbulência ou borbulhamento, necessitar da banda proporcional mais larga, pode se usar a ação integral para eliminar o maior desvio permanente. A banda proporcional requerida por alguns processos integrantes é tão estreita que é menor que os limites do controlador comercial disponível.

O processo batelada é integrante e tem aproximadamente a mesma qualidade de controle que o processo contínuo auto-regulante, se ambos os tanques possuem grande capacidade, pequena vazão de alimentação, grande agitação (equivale dizer, pequeno tempo morto) e os transmissores e as válvulas são rápidos, de modo que as duas malhas possuam o mesmo período natural ($T_n = 4\ t_m$).

Quando o processo está instável e oscilando com a amplitude constante, tem-se o ponto de período natural da malha de controle. Quanto maior for o período natural de oscilação do processo, maior é o grau de dificuldade de controle. O processo integrante é mais difícil de ser controlado que o auto-regulante.

4.3. Processo run away)

Quando se aplica um degrau unitário na entrada de certos tipos de processos, a sua saída não tende para um valor de patamar limite (auto-regulante), nem sobe como uma rampa (integrante), mas sobe como uma exponencial crescente, até atingir o valor limite natural do processo, por exemplo, a ruptura de um reator químico ou a velocidade excessiva em um compressor dinâmico.

Este tipo de processo é chamado de *run away*. Por ele possuir uma espécie de

realimentação positiva interna, que o força a se afastar de qualquer valor de regime estável, será chamado, no presente trabalho, de processo com realimentação positiva.

Exemplos de processos com realimentação positiva:

1. o controle de temperatura de reações exotérmicas, onde a inclinação da curva de remoção do calor é menor que a inclinação da curva de geração de calor,
2. o controle de concentração de reações biológicas, onde a inclinação da curva de diluição é menor que a inclinação da curva da geração das células,
3. o controle de compressor dinâmico, durante o *surge* quando a inércia do rotor é baixa.

No reator onde há uma reação exotérmica, tem se:

1. aumento da temperatura da reação,
2. aumento da velocidade da reação,
3. aumento da geração de calor,
4. aumento da temperatura da reação.

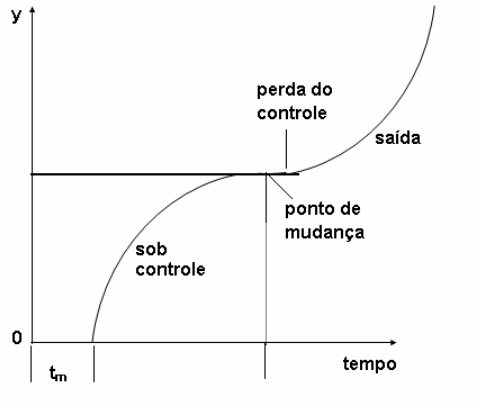


Fig.2.19. Processo sem controle (run away)

No controle de processo com realimentação positiva pode se ter um fenômeno interessante, quando pode haver oscilação do sistema provocada por uma banda proporcional muito ... larga. O comum é ter banda proporcional muito estreita como causa de oscilação. Quando a banda proporcional é muito larga os pequenos distúrbios que aparecem não são corrigidos e podem se acumular e crescer até um determinado limite físico ou os outros modos podem compensar excessivamente e desencadear uma oscilação instável.

O processo com realimentação positiva opera melhor com as ações proporcional mais derivativa porque a ação integral necessária é tão pequena, por causa do elevado período natural, que não é disponível no controlador prático.

4.4. Outro enfoque

O tipo do sistema é determinado considerando-se sua função de transferência, ou relação entre a saída e entrada do contralador, que pode ser::

- tipo 0: um sinal de entrada constante, x, resulta em uma valor constante para a saída controlada, y. O sistema tem a posição constante. Este processo é equivalente ao regulante.
- tipo 1: um sinal de entrada constante, x, resulta em uma velocidade constante para a saída controlada, y. Este processo é equivalente ao integrante.
- tipo 2: um sinal de entrada constante, x, resulta em uma aceleração para a saída controlada, y. Ele é equivalente ao processo com realimentação positiva.

Tipo 0

A resposta em regime de um sistema tipo 0 a um degrau é uma exponencial decrescente. Se o sistema possui um ganho K, o erro permanente para o distúrbio degrau com amplitude A, que ocorre freqüentemente com a variação do ponto de ajuste, vale

$$e_p = \frac{A}{1+K}$$

Quanto maior o ganho, menor é o erro permanente, porém mais o processo se aproxima da instabilidade. Se a entrada do sistema tipo 0 é uma velocidade ou uma aceleração, a saída não pode seguir a entrada e o erro aumenta com o tempo, tendendo para o limite natural do sistema (infinito).

No sistema tipo 0, faz-se uma compensação de valor constante para responder a entrada e o resultado é um erro permanente entre a saída e a entrada.

Tipo 1

O erro permanente de um sistema tipo 1 a uma entrada tipo degrau é zero, que é o ideal. O erro permanente devido a uma entrada tipo rampa, com inclinação B, se o sistema possui ganho K, vale:

$$e_p = \frac{B}{K}$$

O aumento do ganho diminui o erro permanente. Um sistema tipo 1 não pode seguir uma aceleração na entrada, pois o erro permanente tenderia para o limite natural do processo.

O sistema tipo 1 possui uma saída que varia conforme a variação da entrada, mas ha um erro permanente constante entre a saída e a entrada.

Tipo 2

O sistema tipo 2 possui erro permanente igual a zero para as entradas posição e velocidade. Se a entrada é uma aceleração de valor C, o erro permanente do sistema com ganho K vale:

$$e_p = \frac{C}{K}$$

Novamente, o aumento do ganho diminui o erro.

O sistema tipo 2 tem uma saída cuja aceleração é a mesma da entrada, mas é diferente da entrada por um erro constante.

A partir do tipo do sistema, pode-se escolher o controlador mais conveniente.

Tab. 7.2 - Erro permanente e tipo do sistema

	Tipo do Sistema		
Entrada	0	1	2
Posição, A	$\frac{A}{1+K}$	0	0
Velocidade, B	infinito	$\frac{B}{K}$	0
Aceleração, C	infinito	infinito	$\frac{C}{K}$

K – ganho do processo

B – velocidade, $\Delta y/\Delta t$

C – aceleração, $\Delta B/\Delta t$, $\Delta^2 y/\Delta t^2$

Tab. 7.3. Tipos e características de processo

Tipo	Nome	Característica
0	Regulante	Entrada x constante resulta em saída controlada constante
1	Integrante	Entrada x constante resulta em variação constante para a saída
2	Runaway	Entrada x constante resulta em aceleração constante para a saída

3. Malha de Controle

Objetivos de Ensino

1. Conceituar malha de controle, com as funções dos instrumentos.
2. Mostrar as diferenças básicas entre malhas passiva e ativa; aberta e fechada.
3. Apresentar as características da malha fechada com realimentação negativa.

1. Malha de Controle

Por mais complexo que seja o processo, seu controle automático é realizado pela malha de controle. O sistema de controle com muitas variáveis independentes pode ser dividido sucessivamente até se chegar ao módulo unitário mais simples, que é a malha de controle de uma única variável.

A malha é uma série de instrumentos, interligados entre si, que produz um resultado útil e desejado, com pequena ou nenhuma supervisão humana. A principal característica de uma planta de processo bem projetada, sob o ponto de vista de controle, é a grande produção com poucos operadores de processo.

Ha muitos modos diferentes de se instrumentar um processo, sob o ponto de vista de equipamentos. Pode-se usar a instrumentação pneumática ou a eletrônica, pode-se usar a técnica analógica ou a digital, pode-se escolher entre a arquitetura modular ou a integral, pode-se ter o controlador montado no campo ou na sala de controle remota. Porém, a despeito de todas as alternativas, a teoria básica permanece sempre a mesma. O processo *vê* caixas pretas, que desempenham funções especificas, qualquer que seja a natureza dos circuitos interiores e o local de montagem.

2. Instrumentos da Malha

A malha de controle mais simples possível é constituída de um único controlador, ligado diretamente a válvula de controle que atua no processo. Na prática, por questão das grandes distâncias envolvidas, dos demorados tempos de resposta, da necessidade do condicionamento de sinais mal comportados, da vantagem da linearização de sinais quadráticos, da exigência de compatibilidade de sinais com naturezas distintas, a malha de controle possui outros instrumentos para executar estas funções auxiliares e opcionais.

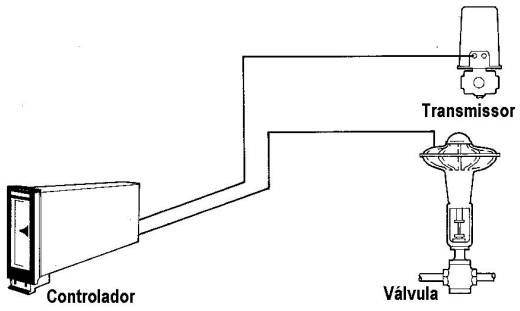


Fig. 3.1. Malha típica de instrumentos: transmissor, controlador e válvula de controle

Embora pareça irrelevante o uso de tantos instrumentos interligados na malha de controle, a colocação ou a retirada de um instrumento na malha pode alterar a estabilidade do controle do processo.

O sistema de controle do processo é constituído basicamente pelo processo em si e pela malha de instrumentos de medição e de controle. O melhor sistema de controle é aquele que utiliza o mínimo número de instrumentos para se obter o controle automático mais eficiente e seguro.

Os principais instrumentos são: o indicador, o registrador, o transmissor, o transdutor, o controlador, o computador matemático, o integrador, o contador, a estação manual de controle e a válvula de controle.

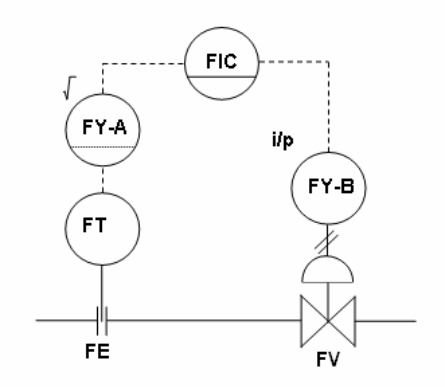


Fig. 2.1. Símbolos de uma malha de controle

É importante identificar e conhecer todos os componentes da malha, pois este é o ponto de partida para se ter um controle estável. Cada componente da malha apresenta um atraso ou é um componente dinâmico da malha.

2.1. Elemento Sensor

Para se fazer o controle de uma variável, é necessário, antes de tudo, medir o seu valor. O componente básico da medição é o elemento sensor. Ele não é um instrumento completo, mas faz integrante parte do transmissor ou do controlador. O tipo do elemento sensor depende basicamente da variável medida.

O sensor pode ser de natureza mecânica ou eletrônica. O sensor mecânico sente a variável do processo e gera na saída uma força ou um movimento mecânico. O sensor eletrônico ativo sente a variável e gera na saída uma tensão elétrica e não necessita de alimentação; o sensor eletrônico passivo requer uma tensão de alimentação e varia uma grandeza elétrica passiva, como resistência, capacitância ou indutância.

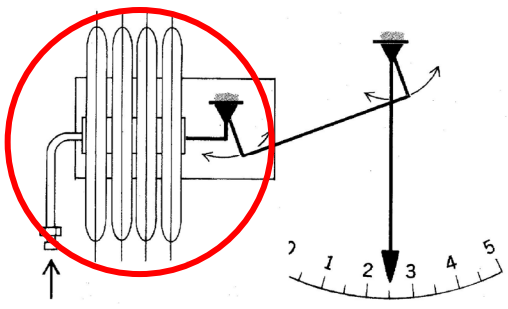


Fig. 3.2. Indicador de pressão com sensor fole

2.2. Transmissor

A malha de controle pode ter, opcionalmente, um transmissor. O transmissor é um instrumento que sente a variável de processo e gera na saída um sinal padrão, proporcional ao valor desta variável. Pode se usar o transmissor para enviar um sinal padrão a grandes distâncias para ser manipulado remotamente e para permitir a centralização e a padronização dos instrumentos da sala de controle.

Os sinais padrão são: pneumático, de 3 a 15 psig e eletrônico, de 4 a 20 mA cc. São pouco usados: 0 a 20 mA cc (não é faixa detectora de erro), 10 a 50 mA cc (nível elevado e perigoso), 1 a 5 V cc (tensão não é conveniente para a transmissão).

Fig. 3.5. Transmissor eletrônico com indicação

Já são disponíveis transmissores que incorporam o microprocessador em seu circuito eletrônico. Isto possibilita e facilita as operações de computação matemática, de alarme, de sequência lógica e de intertravamento. São os chamados transmissores inteligentes.

2.3. Transdutor i/p

Entre o controlador eletrônico e a válvula de controle com atuador pneumático, é necessário o instrumento condicionador de sinal transdutor i/p. O transdutor converte o sinal padrão eletrônico de 4 a 20 mA no padrão pneumático de 20 a 100 kPa (3 a 15 psi). O transdutor permite o uso de instrumentos pneumáticos e eletrônicos na mesma malha. Eles são chamados incorretamente de conversores.

Fig. 3.6. Transdutor i/p montado na válvula

2.4. Controlador

O controlador é o principal instrumento da malha e por isso será estudado longamente em um capítulo especial.

A função do controlador é a de receber o sinal da medição da variável, compara-lo com um valor de referência e atuar no processo para que a medição seja igual ou próxima ao valor de referência. Normalmente o controlador recebe o sinal do transmissor e envia o sinal para o elemento final de controle.

Fig. 3.9. Controlador single loop

2.5. Válvula de Controle

A válvula de controle, chamada normalmente de elemento final de controle atua diretamente no agente de controle, manipulando uma variável que tenha influência significativa na controlada. A válvula de controle recebe o sinal do controlador e através do atuador, o converte em força e movimento, variando a abertura para a passagem do fluido.

A válvula deve possuir uma mola, que leva a posição para uma situação extrema, totalmente aberta ou fechada, quando não há sinal de atuação. A força de atuação deve vencer as forças exercidas pela mola e pelo processo.

A válvula é o equipamento projetado para produzir uma dissipação de energia de modo a controlar a vazão ou também, para produzir uma queda de pressão ajustável.

A válvula de controle possui vários parâmetros: conexões, número de sedes, formato do obturador, tipos de operação, características inerentes entre a vazão e a abertura, materiais.

Mesmo com a instrumentação eletrônica, o elemento final mais usado é a válvula com atuador pneumático. O atuador pneumático é o mecanismo mais simples, seguro, rápido e econômico que existe em uma malha de controle.

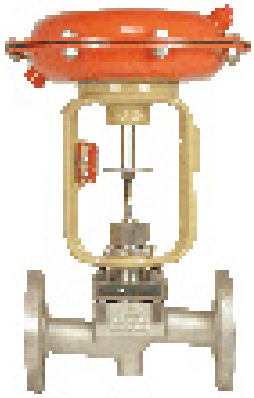


Fig. 3.11. Válvula de controle com atuador pneumático

Há outros acessórios opcionais da malha de controle, que servem para fornecer segurança ou comodidade ao sistema. Acessórios clássicos:

1. Estação manual, para fornecer alternativa do controle automático .
2. Posicionador da válvula, para linearizar e tornar mais rápida sua resposta.
3. Volante da válvula de controle, para prover controle manual.
4. Chaves de posição, para evidenciar a abertura ou fechamento total da válvula.

3. Malha Aberta

O sucesso ou o fracasso de qualquer sistema de controle se baseia no uso inteligente das informações disponíveis do processo. Sob o ponto de vista de configuração, há dois tipos básicos de malhas de controle: a aberta e a fechada.

A malha aberta possui um princípio e um fim diferentes entre si. A malha fechada pode ser percorrida continuamente, saindo-se e chegando ao mesmo ponto. A malha é fechada pelo processo.

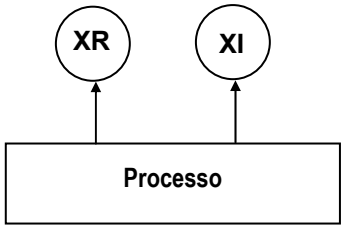


Fig. 3.12**.** Malhas abertas passivas: registro e indicação

3.1. Indicação e Registro

Na prática, a maior aplicação de malhas abertas, em instrumentação, se refere à indicação e ao registro das variáveis do processo. As malhas abertas de indicação e de registro são passivas, no sentido de só receber os sinais e converte-los em leitura.

A malha de indicação local de temperatura é constituída de um indicador, montado no campo, interligado ao processo pelo elemento sensor. A função da malha é apenas a de indicar a variável. A saída do indicador é a leitura visual; ele não possui sinal de saída.

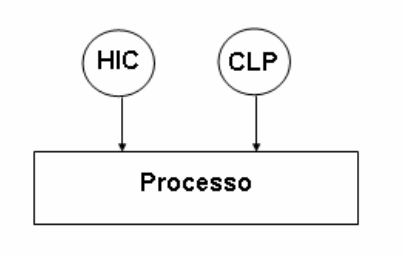


Fig. 3.13**.** Malhas abertas ativas: controle manual (HIC) e controle lógico programável (CLP).

Outro exemplo de malha aberta é o registro da temperatura na sala de controle. A malha aberta é constituída do transmissor e do registrador. O transmissor, ligado ao processo, envia o sinal para o registrador de painel.

Pode-se dizer que o princípio da malha é o transmissor e o fim é o registrador.

Fig. 3.14. Malha aberta ativa de controle manual

3.2. Controle Manual

O controle manual pode ser considerado como uma malha aberta ativa, no sentido de que há a geração de um sinal para atuar no processo.

No controle manual, através de uma estação manual de controle (HIC) isolada ou acoplada ao controlador automático, o operador de processo gera manualmente o sinal que atua diretamente na válvula de controle. Normalmente, o operador atua e observa a medição da variável, porém, não há uma realimentação física entre sua atuação e a medição.

3.3. Controle Programado

É possível se ter controle automático do processo com a malha aberta. O controle de malha aberta se baseia em prognostico, em um programa preestabelecido. Durante a operação não se faz medição, nem comparação e nem correção.

Exemplo de um controle com malha aberta é a maquina automática de lavar roupa. Nesse sistema de controle quer se obter, como resultado, a roupa limpa na saída. Antes de se iniciar o processo, ajustam-se todos os parâmetros da máquina: o tempo e a velocidade do ciclo, a temperatura, a quantidade de sabão, a vazão d'água. A maquina é ligada, inicia-se o ciclo e o operador espera passivamente o resultado da lavagem. Se os ajustes foram bem programados e feitos, tem-se a roupa idealmente limpa. Isso mostra que é possível se obter resultados desejados e conseguir um controle perfeito, com a malha aberta de controle.

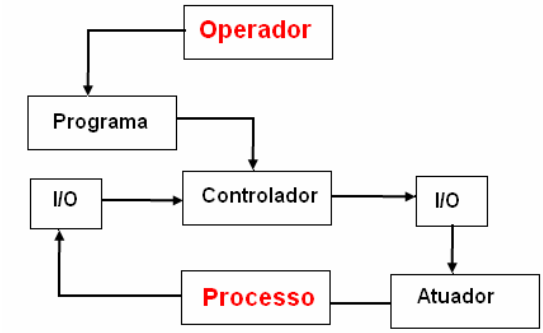


Fig. 3.15**.** Diagrama do controle programado

4. Malha Fechada

A malha de controle fechada é constituída dos instrumentos e do processo. Há instrumentos colocados na entrada e na saída do processo e interligados entre si. O processo fecha a malha de controle.

Conceitualmente, há dois tipos diferentes de malhas fechadas para desempenhar a função de controle: com realimentação negativa (*feedback*) e com predição e antecipação (*feedforward*)

4.1. Realimentação

Diz-se que um sistema possui uma realimentação quando se faz a medição de uma variável em sua saída e se faz uma correção na sua entrada, baseada nessa medição. Aqui deve ser feita uma consideração especial acerca dos conceitos de saída e entrada do processo. Quando se diz que se mede na saída e atua na entrada, significa que se realiza uma realimentação. Fisicamente, a medição pode ser na entrada do processo e a atuação na saída do processo. Por exemplo, no controle de vazão, o elemento sensor é colocado depois da válvula de controle, para não provocar distúrbio na medição.

4.2. Realimentação Positiva

A realimentação pode ser positiva ou negativa. A realimentação é positiva, quando a atuação no processo se faz para aumentar o desvio entre a medição e o ponto de referência. Faz-se uma medição, compara-se com um valor de referência e se atua no processo: quando a medição é maior que o ponto de ajuste, atua-se no processo para aumentar ainda mais a medição e quando é menor, atua-se para diminuir ainda mais a medição. Uma malha apenas com realimentação positiva leva o sistema para um dos extremos, ou para o mínimo ou para o máximo.

Em controle de processo, a realimentação positiva isolada ou predominante não apresenta nenhuma utilidade prática. Nos circuitos dos controladores tem-se a realimentação positiva associada a realimentação negativa, para fins de balanceamento, porém os ajustes sempre devem permitir que a realimentação negativa seja maior que a positiva.

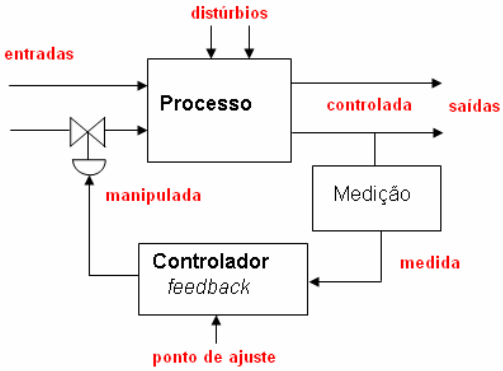


Fig. 3.16**.** Malha fechada com realimentação negativa

4.3. Realimentação Negativa

A maioria das malhas fechadas de controle utiliza o princípio de realimentação negativa. A realimentação negativa estabiliza o processo, diminuindo o seu ganho.

Didaticamente, pode-se distinguir cinco partes essenciais em um sistema de controle com malha de realimentação negativa:

1. o meio de medição, que pode ser o elemento sensor ou o transmissor com o elemento sensor. Ele prove um sinal proporcional ao valor da variável.
2. o mecanismo de comparação entre o valor da variável medida e o ponto de referência estabelecido de modo arbitrário, manual ou remotamente.
3. o controlador do processo, que gera automaticamente um sinal analógico, que é uma função matemática do erro detectado (diferença entre medição e ponto de ajuste).
4. o elemento final de controle, que manipula uma variável que influa na variável controlada, recebendo o sinal da saída do controlador.

5. o processo, que é o motivo da existência da malha de controle

Outros instrumentos podem ser adicionados à malha básica de controle, para otimizar o seu funcionamento. Por exemplo, pode-se colocar equipamentos para condicionar, converter, transduzir, transformar, amplificar, atenuar e filtrar os sinais de informação e de atuação do controle. Além do controle, a malha pode ainda desempenhar funções de registro, totalização e alarme. Para tornar mais flexível e seguro, é também prática comum o uso de controle manual, como reserva do controle automático.

Na malha de controle há duas realimentações negativas: uma na malha externa de controle e outra no circuito interno do controlador. Na malha externa de controle, faz se a medição da variável controlada, compara a com uma referência externa do controlador e gera se uma ação corretiva que vai para o elemento final de controle. Internamente ao controlador, recebe se a medição da variável controlada, compara a com o ponto de ajuste de referência e a saída do controlador é realimentada a sua entrada, para estabilizar sua saída num valor finito.

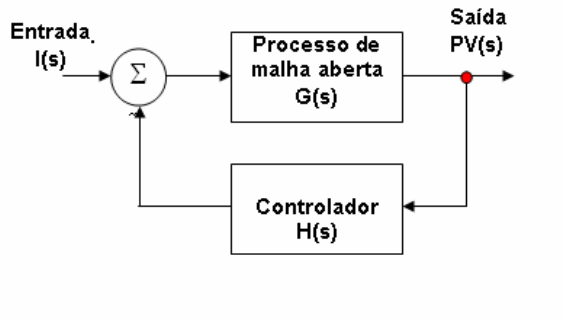


Fig. 3.18. Malha de controle com realimentação negativa

A melhor resposta de uma malha de controle a realimentação negativa está longe da perfeição, pois seu princípio de funcionamento se baseia numa imperfeição. Só há controle quando há erro.

Podem se listar as seguintes características do controlador com realimentação negativa:

1. A ação do controlador é corretiva. Só há correção quando se detecta o desvio entre a medição e o ponto de ajuste.
2. Mesmo que a detecção do erro entre a medição e o ponto de ajuste seja rápida, a resposta de toda a malha de controle pode ser muito grande, por causa da grande inércia (capacidade e resistência) e tempo morto do processo. O atraso da resposta implica em mau controle, com produto fora da especificação.
3. A malha de controle tem tendência a entrar em oscilação. As oscilações, mesmo amortecidas, indicam a ocorrência de tentativa e erro.
4. O controlador sempre mede uma variável na saída do processo e manipula uma variável na entrada. O controlador mede a demanda e atua no suprimento do processo.
5. O sistema de controle não mede diretamente os distúrbios, mas mede as consequências desses distúrbios, que são as alterações na variável controlada.
6. O controlador só atua na variável manipulada quando for detectado o desvio na variável controlada, provocado pela alteração da carga.
7. base matemática da ação corretiva da malha fechada com realimentação negativa é o erro existente entre a medição da variável e o valor ajustado de referência.
8. A saída do controlador é constante, e diferente de zero quando o erro entre medição e ponto de ajuste for zero.

5. Controle *Feedforward*

5.1. Introdução

Alguns assuntos da área de teoria de controle de processo são conhecidos apenas pelo ouvir dizer. As pessoas, mesmo as do ramo, sabem de sua existência, conhecem superficialmente alguns conceitos, mas não passam disso. Certamente o controle preditivo antecipatório (*feedforward*) é um desses assuntos, que o pessoal considera muito complicado e avançado para ser aplicado no controle do processo de seu interesse.

O autor traduziu livremente o termo *feedforward* como preditivo e antecipatório. Na literatura técnica esse tipo de controle é chamado indistintamente de preditivo e de antecipatório. Ambos os nomes são justificados e fazem sentido: a ação preditiva do controlador antecipa o aparecimento do erro no sistema. No presente trabalho, mesmo parecendo uma redundância, serão usados os dois nomes simultaneamente.

A maioria das estruturas de sistema de controle usa o conceito de realimentação negativa (feedback). Um erro deve ser detectada na variável controlada antes do controlador tomar uma ação corretiva para a variável manipulada. Assim, os distúrbios devem perturbar o processo antes que o controlador possa fazer algo.

Parece muito razoável que, se pudesse detectar um distúrbio entrando no processo, se começasse a corrigir o antes que ele perturbasse o processo. Esta é a idéia básica do controle preditivo antecipatório (feedforward). Se for possível medir o distúrbio e envia-se este sinal através de um algoritmo de controle preditivo antecipatório que faça correções apropriadas na variável manipulada de modo a manter a variável controlada próxima de seu ponto de ajuste.

O controle preditivo antecipatório necessita de ferramentas matemáticas especificas, para ser realizado quantitativamente.

5.2. Funções Básicas

As principais funções do controle preditivo antecipatório são:

1. detectar os distúrbios quando eles entram no processo e afetam a variável controlada
2. fazer computações matemáticas com esses dados e outros arbitrariamente estabelecidos
3. fazer compensação dinâmica do tempo de resposta, considerando as características dinâmicas do processo
4. prever o comportamento da variável controlada e estabelecer o valor e a ocasião a ser aplicada da ação de controle e
5. manipular as variáveis do processo, de modo que as variáveis controladas da saída sejam mantidas constantes e iguais aos pontos de ajuste estabelecidos.

Deve se tomar cuidado de não confundir os conceitos de ação derivativa do controlador convencional e de controle preditivo antecipatório. A ação derivativa do controlador também apressa a ação corretiva do controlador e, freqüentemente, é chamada de ação antecipatória. Porém, ela será sempre uma ação corretiva, só atuando após o aparecimento do erro. Em resumo: a ação derivativa melhora a resposta dinâmica do controlador, porém, o princípio de atuação é totalmente diferente daquele do controle preditivo antecipatório.

5.3. Partes Fundamentais

As partes fundamentais do controle antecipatório são:

1. a medição da variável de processo, através de transmissores ou diretamente do processo,
2. o mecanismo de computação matemática, que manipula o valor da medição, recebe outros dados externos ao processo, como equações termodinâmicas, tabelas de dados,
3. o controlador do processo, que gera um sinal automático, relacionado com o valor da medição e das equações matemáticas de balanço de energia e de massa,
4. o elemento final de controle, ligado diretamente ao processo e recebendo o sinal do controlador,
5. o processo, que fecha a malha de controle.

Além das medições das variáveis na entrada do processo, há uma predição do resultado, após a computação matemática do valor medido nas equações fornecidas ao computador. Há um prognostico, como no controle de malha aberta e há uma ação corretiva, baseada na medição e no programa, como no controle de realimentação negativa.

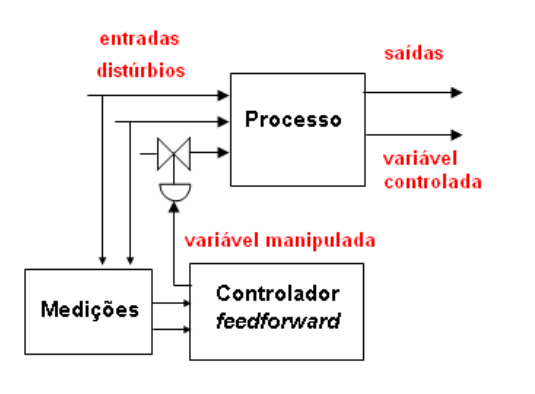


Fig. 3.18**.** Malha fechada *feedforward* (preditiva antecipatória)

5.4. Características

As principais características do controle preditivo antecipatório são:

1. a ação do controlador é preditiva, baseada em um prognostico. O controlador não espera que o desvio entre a medição e o ponto de ajuste seja detectado, através do processo, para atuar na variável manipulada. A atuação é feita no momento mais adequado, de modo que não haja aparecimento do erro. A variável manipulada é atuada antes que os distúrbios, principalmente a variação de carga do processo, afetem a variável controlada.
2. o controlador prevê quanto de ação deve ser aplicada e quando é mais conveniente. Geralmente se fala que o controlador toma uma providência imediata. Será visto mais tarde que, há aplicações, onde a ação é proposital e artificialmente adiantada ou atrasada.
3. o controlador faz medições nas variáveis de entrada e atua na variável manipulada, também na entrada do processo. Não há medição da variável controlada, pois não há realimentação. Por esse motivo, há quem diga que o controle preditivo antecipatório é de malha aberta, o que é incorreto. Mesmo não havendo realimentação, a malha de controle é fechada pelo processo.
4. o balanço entre o suprimento e a demanda é conseguido pela medição da carga da demanda real, pelo calculo da demanda potencial e pela atuação no suprimento do processo. As medições, os pontos de ajuste e os cálculos matemáticos são usados para estabelecer a ação de controle a ser aplicada antes do aparecimento do erro entre medição e ponto de ajuste.
5. o distúrbio está na entrada do processo e na entrada do controlador. O conceito envolve o fluxo de informações adiante da malha.
6. teoricamente, quando bem projetado e calculado, um controlador preditivo antecipatório pode executar um controle perfeito. Seu erro é devido aos erros das medições e dos cálculos feitos por equipamentos reais. Quanto mais difícil e complexa for a computação, maior será o erro antecipado.
7. O controlador preditivo antecipatório não exibe nenhuma tendência a oscilação.

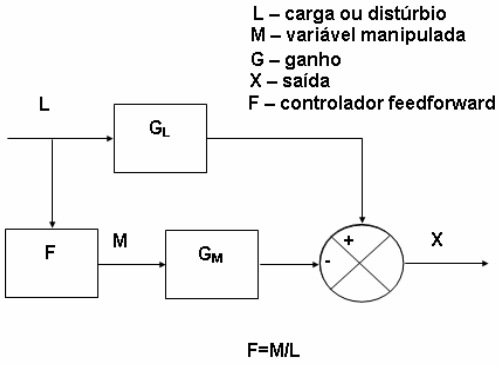


Fig. 3.19. Diagrama de blocos do sistema de controle preditivo antecipatório (feedforward)

5.5. Limitações

A primeira aplicação prática do controle preditivo antecipatório foi em 1925, no controle de nível de caldeira.

Embora o seu resultado possa ser teoricamente perfeito, o seu desenvolvimento foi lento, principalmente pelas limitações na sua aplicação prática e pelos seguintes motivos:

1. os distúrbios que não são medidos, ou porque são desconhecidos ou suas medições são impraticáveis, tornam o resultado do controle imperfeito. As alterações da variável controlada não são compensadas pelo controlador, por que não foram consideradas. Todo distúrbio que afete a variável controlada deve ser detectado e medido; quando não se pode medi-lo, não se pode usar

o conceito de controle preditivo antecipatório.
2. deve se saber como os distúrbios e as variáveis manipuladas afetam a variável controlada. Deve se conhecer o modelo matemático do processo e a sua função de transferência, no mínimo, de modo aproximado. Uma das características mais atraente e fascinante do controle preditivo antecipatório é que, mesmo sendo rudimentar, aproximado, inexato e incompleto, o controlador pode ser muito eficiente na redução do desvio causado pelo distúrbio.
3. As imperfeições e erros das medições, dos desempenhos dos instrumentos e das numerosas computações provocam desvios no valor da variável controlada. Tais desvios não podem ser eliminados porque não são medidos ou conhecidos.
4. a pouca disponibilidade ou o alto custo de equipamentos comerciais pudessem resolver as equações matemáticas desenvolvidas e simulassem os sinais analógicos necessários para o controle. Porém, com o advento da eletrônica de circuitos integrados aplicada a computadores, a microprocessadores e a instrumentos analógicos, foram conseguidos instrumentos de altíssima qualidade, baixo custo, fácil operação, extrema confiabilidade e, principalmente, adequados para implementar a técnica avançada de controle preditivo antecipatório.

5.6. Comparação com o Feedback

Semelhanças

Mesmo sendo conceitualmente diferentes, a malha de controle com realimentação negativa possui algumas características comuns a malha de controle preditivo antecipatório. Assim,

1. ambas as malhas são fechadas.
2. em ambas as malhas há os componentes básicos: dispositivo de medição, controlador e válvula atuadora,
3. o controlador é essencialmente o mesmo, para ambas as malhas,
4. ambos controladores possuem o ponto de ajuste, essencial a qualquer tipo de controle.

Diferenças

Porém, as diferenças entre os sistemas com realimentação negativa e preditivo antecipatório são mais acentuadas.

No controle com realimentação negativa a variável controlada é medida, na saída do processo. O controlador atua nas variáveis manipuladas de entrada para manter a variável controlada igual ou próxima a valores desejados. Como a variável controlada depende de todas as variáveis de entrada, indiretamente através do processo e geralmente com atraso, o controle com realimentação negativa leva em consideração todas as variáveis de entrada. Porém, os atrasos na ação corretiva podem ser praticamente inaceitáveis, em alguns processos de grande capacidade e longo termo morto.

No controle preditivo antecipatório as variáveis de saída controladas não são medidas para a comparação com o valor desejado. O controlador apenas mede as variáveis de entrada detectáveis e conhecidas, recebe o valor do ponto de ajuste, recebe outras informações do processo e computando todos esses dados, prevê o valor e a ocasião adequados para a ação de controle ser aplicada na variável manipulada de entrada.

Ele é mais convencido que o controlador com realimentação negativa: não verifica se a ação de controle levou a variável controlada para o valor de referência ajustado. Há casos onde a previsão foi incorreta e consequentemente, há erro na variável controlada. Também. os efeitos das variáveis de entrada não medidas não são compensados pelo controle preditivo antecipatório.

Associação

As vantagens e desvantagens de ambos sistemas são complementares, de modo que a associação dos dois sistemas é natural. Desse modo, em sistemas de controle difícil que requerem malhas de controle complexas, é prática universal a associação dos dois conceitos de controle.

As responsabilidades de controle ficam assim distribuídas:

1. o controlador preditivo antecipatório cuida dos distúrbios e variações de carga grandes e freqüentes que afetam as variáveis controladas.
2. o controlador a realimentação negativa cuida de quaisquer outros erros que aparecem através do processo, cuida dos efeitos dos distúrbios não medidos, cuida dos erros residuais provocados pelas imprecisões dos instrumentos reais de medição, controle e computação da malha antecipatória.

Como o principal objetivo do controlador a realimentação negativa é eliminar o desvio permanente, ele deve ser, necessariamente,

proporcional mais integral (PI). Como a quantidade de trabalho a ser executado por ele é diminuído pela presença do controlador preditivo, normalmente basta ser PI.

A presença do controlador preditivo antecipatório na malha de controle à realimentação negativa não provoca tendência a oscilação. Em termos de função de transferência, a presença do controlador preditivo não altera o denominador da função de transferência original.

A configuração mais utilizada na associação das duas malhas de controle é o sistema em cascata. Porém, é controvertida a opção de quem cascateia quem. Shinskey diz que é mandatório que o controlador à realimentação estabeleça o ponto de ajuste do controlador preditivo.

Porém, em todas as aplicações práticas, raramente o sinal do controlador preditivo é aplicado diretamente na válvula de controle. Nessa configuração, é o controlador preditivo que estabelece o ponto de ajuste do controlador convencional a realimentação negativa.

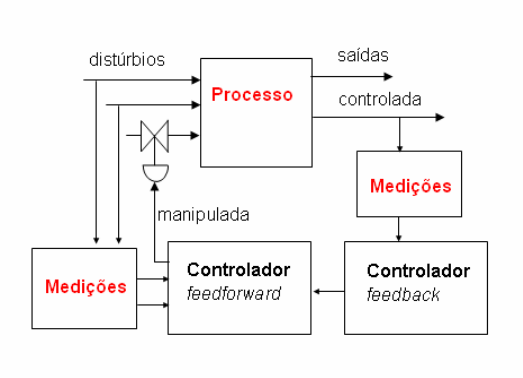


Fig. 3.20 Controle feedback cascateando o *feedforward*

5.7. Desenvolvimento do Controlador

Qualquer processo pode ser descrito em termos das relações entre as suas saídas e suas entradas. As saídas do processo são as variáveis dependentes e geralmente são as variáveis a ser controladas. As variáveis de entrada são as independentes. Embora todas as variáveis de entrada afetem as de saída, elas podem, sob o ponto de vista de controle, ser divididas em três grupos:

1. variáveis de entrada que podem ser detectada e medidas
2. variáveis de entrada desconhecidas e não possíveis de ser medidas praticamente.
3. variáveis de entrada manipuladas, para a obtenção do controle

As variáveis de entrada que chegam ao processo em pontos diferentes afetam de modo diferente as variáveis controladas.

A aplicação do sistema de controle preditivo antecipatório requer o conhecimento prévio e completo do processo a ser controlado.

Antes de se aplicar o controle preditivo antecipatório, deve ser possível desenvolver as equações termodinâmicas, geralmente de balanço de materiais e de balanço de energia, que modelam o processo. E, principalmente, deve se conhecer a integração entre ambos balanços. Aliás, o desenvolvimento do controle antecipatório foi atrasado por causa da falta de tais conhecimentos.

Assim que as equações são escritas e resolvidas para a variável controlada, devem ser especificados os equipamentos de controle, comercialmente disponíveis, que as manipulem. A falta desses equipamentos e o seu alto custo, também dificultaram a implementação do controle preditivo antecipatório. Tais equipamentos podem ser pneumáticos ou eletrônicos. Atualmente, são mais usados os instrumentos eletrônicos, principalmente os microprocessadores de processo. Computações que requerem dois ou mais instrumentos pneumáticos interligados são feitas por um único instrumentos eletrônico, com maior precisão, menor custo, maior confiabilidade e operação mais simples.

O processo opera em duas situações distintas: em regime e em transitórios entre regimes. Mesmo depois de estabilizado, o processo sofre variações transitórias quando há variação em sua carga. O controlador preditivo é modelo matemático do processo e, portanto, deve também possuir duas componentes: dinâmica e estática. Essa divisão é essencial principalmente durante a Calibração e ajuste de partida.

O controlador de regime permanente é igual ao dinâmico, quando a variável manipulada de entrada e os distúrbios de entrada estão matematicamente localizados do mesmo lado, relativamente ao lado da variável de saída controlada.

Desenvolvimento da equação do controlador

As equações termodinâmicas de balanço de energia e de materiais são usadas para se chegar ao controlador preditivo antecipatório de regime estático. As equações diferenciais,

relativas aos transitórios dos processos determinam o modelo do controlador transitório. Obviamente, o controlador de regime permanente é mais fácil de ser desenvolvido e modelado que o transitório.

O procedimento a ser seguido é mais ou menos o seguinte:

1. definir todas as variáveis do processo, separando-as em distúrbios mensuráveis, variáveis controladas e variáveis manipuladas. Também devem ser conhecidas as constantes do processo, tais como capacidades de tanque, diâmetros de tubulações, densidades de produtos, pontos de ajuste das variáveis controladas. Sempre que uma variável de processo é pouco alterada, ela deve ser considerada como constante. Os fatos de medir ou não medir um distúrbio de entrada e de considerar ou não considerar constante uma variável do processo podem tornar linear o modelo do controlador preditivo antecipatório.
2. fazer as hipóteses simplificadoras, relativas ao processo. Por exemplo, quando se tem um tanque de mistura, deve se considerar perfeita a mistura. As perdas de calor nas vizinhanças de um tocador de calor devem ser consideradas desprezíveis. O acúmulo de calor nas paredes de um reservatório é nulo. As capacidades de calor independem da temperatura do processo. São essas simplificações que tornam nítidos e separados os modelos estáticos e dinâmicos do controlador.
3. escrever as equações termodinâmicas e diferenciais, na forma dimensional padrão. Rescrever as equações, atribuindo-se as entradas e saídas os sinais analógicos normalizados (valores entre 0 e 1,0).
4. resolver a equação, ou seja, encontrar o sinal de saída em termo de todos os sinais de entrada mensuráveis. Para encontrar a equação do controlador, o modelo do processo é invertido: as variáveis manipuladas são as incógnitas e as variáveis controladas e as entradas medidas do processo são as variáveis independentes da equação matemática. Na solução, as variáveis controladas devem assumir os valores dos pontos de ajuste e entrar como constantes na equação.

A equação final é a equação do controlador preditivo antecipatório e está na forma escalonada. Ela mostra como o controlador deve atuar ou modificar a variável manipulada. Em sistemas mais complexos, o metido analítico anterior também se torna muito complexo e impraticável. A solução é usar técnicas numéricas.

Componentes do controlador

A equação resultante do controlador preditivo antecipatório, conseguida a partir do modelo do processo, pode possuir mais de um termo, referentes as componentes, computação analógica e compensação dinâmica.

O controlador preditivo antecipatório possui as ações de controle convencionais: proporcional, integral e derivativa. Aliás, todo o controlador é igual ao convencional, de realimentação negativa. Ele recebe ponto de ajuste, local ou remoto, possui chave de transferência automático manual. Quando há associação dos conceitos de controle a realimentação e preditivo antecipatório, há aplicações que utilizam apenas a unidade de controle da malha com realimentação negativa. Apenas são usados os módulos de compensação dinâmica e de computação.

A computação matemática é essencial ao controle preditivo antecipatório. A unidade de computação recebe todos os sinais analógicos, provenientes das medidas dos distúrbios e cargas de entrada mensuráveis. O equipamento pode ser pneumático ou eletrônico, embora o eletrônico moderno seja mais eficiente, barato, versátil e preciso. As operações matemáticas envolvidas são: multiplicação, divisão, extração de raiz quadrada, soma, subtração, integração e polarização.

O compensador dinâmico corrige o desbalanço do transitório do processo. Sempre é necessária a compensação dinâmica quando os elementos dinâmicos da variável manipulada e da carga são diferentes. Quando são iguais e quando a variável manipulada e a carga entram no mesmo local do processo, em relação a variável controlada, o compensador dinâmico pode ser dispensado. Por exemplo, no controle de relação de vazões, não se usa o compensador dinâmico. O compensador dinâmico é também chamado de unidade de avanço/atraso (lead/lag) A função avanço/atraso só se processa durante os transitórios do processo, provocados pela variação de sua carga. A unidade avanço/atraso repete o sinal de entrada na sua saída quando a entrada é constante. Quando há variação na entrada, o sinal de saída é atrasado ou adiantado. Obviamente, é impossível se fazer uma compensação quando se deve criar um avanço de tempo. Na prática, isso é conseguido fazendo-se um atraso na saída do controlador.

O compensador dinâmico, desse modo, pode ser colocado antes ou depois do controlador. Quando anterior ao controlador, ele modifica o sinal da variável medida. Quando há associação das malhas de realimentação e preditiva antecipatório, deve se cuidar de sempre deixar o compensador dinâmico fora da malha de realimentação.

5.8. Aplicações

Nem todo processo requer a aplicação do controle preditivo antecipatório. Inclusive, há processos onde a implementação do controle antecipatório é impossível ou impraticável. Como a implantação de um controle antecipatório requer o uso de vários instrumentos adicionais, a sua aplicação deve se justificar economicamente.

Sob o ponto de vista de engenharia de controle de processo, é justificada a aplicação do controle preditivo antecipatório quando:

1. as variações nos distúrbios e cargas de entrada do processo levam um tempo considerável para afetar a variável controlada na saída, tornando pouco eficiente o controle convencional a realimentação negativa,
2. as variáveis de entrada que afetam significativamente a variável controlada são possíveis de ser medidas por equipamentos disponíveis comercialmente
3. o processo é bem conhecido e suas equações termodinâmicas de balanço de materiais e de energia, bem como as equações diferenciais de seus transigentes são facilmente resolvidas teoricamente,
4. as equações matemáticas finais são resolvidas por equipamentos de controle, encontráveis no mercado e a custos razoáveis.

Embora o sistema de controle antecipatório seja menos usado que o sistema convencional a realimentação negativa, sua aplicação se torna cada vez mais freqüente. São áreas de aplicação: coluna de destilação, trocador de calor, neutralização de pH, controle de caldeira, controle de mistura automática de vários componentes (blending).

A seguir serão mostrados alguns exemplos de aplicações, para fins didáticos, pois é necessário se conhecer completamente o processo a ser modelado.

Caldeira a três elementos

A Fig. 8.6 mostra um sistema de controle de alimentação de água de caldeira a três elementos padrão. O exemplo é dado para enfatizar a importância de ter conceitos claros. A porção de feedforward é destacada. Mesmo que esta porção esteja no lado da descarga da caldeira, é ainda *feedforward*, desde que este conceito trata dos distúrbios do processo onde eles ocorrem.

O objetivo desta malha feedforward é calcular a vazão de alimentação de água necessária para satisfazer a demanda, a carga (também um distúrbio). O objetivo da malha de controle de nível é ajustar o cálculo, de modo que o nível permaneça próximo do ótimo para a eficiência e da segurança da caldeira. A malha de controle de nível é uma falha de feedback cascateando a malha de controle de vazão da água de alimentação. O objetivo da malha de controle de vazão de água de alimentação é melhorar a eficiência da resposta para o ponto de ajuste calculado e estabelecido. Ela é também feedback.

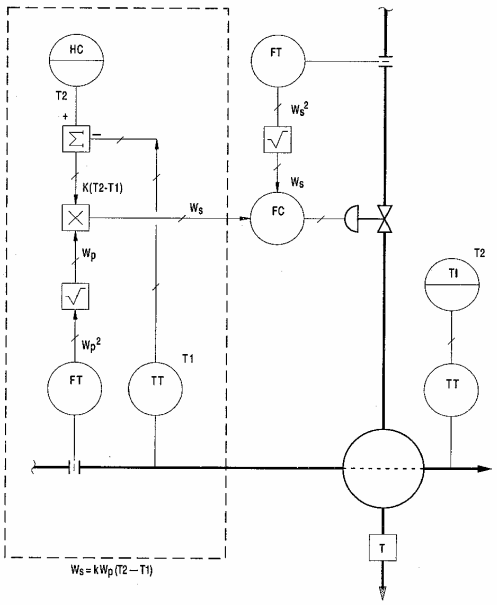


Fig. 8.6. Controle feedforward aplicado à caldeira

O estado operacional normal é automático. Porém, para entradas anormal, pode se entrar com uma entrada fixa manualmente, sob certas circunstancias. Os parâmetros operacionais são o ponto de ajuste e, algumas vezes, entradas manuais (sistema em falha).

Os valores monitorados são as entradas medidas e a saída calculada.

Coluna de destilação

Certamente, é no controle da coluna de destilação onde se aplica com maior frequência o controle preditivo antecipatório.

A destilação binária é um processo de separação, onde uma matéria prima é decomposta em dois produtos: um leve (destilado) e um pesado (produto de fundo). Na coluna de destilação um jato de vapor mais rico em um componente mais leve entra em contato contínuo com um fluxo de liquido mais rico em um componente mais pesado, de modo que o vapor fica cada vez mais rico do componente mais leve e o liquido cada vez mais pobre desse componente mais leve. O vapor é gerado no refervedor e o liquido é gerado no condensador.

Para se garantir que os produtos finais fiquem dentro da especificação de pureza desejada, são controladas as temperaturas e pressões da coluna, bem como o balanço de energia, as vazões de alimentação principal, de saída do destilado, do vapor do refervedor, do refluxo. Simplificando, são envolvidos essencialmente os balanços de energia e de materiais, propícios para a aplicação do controle preditivo antecipatório.

Há vários problemas associados com o controle da coluna de destilação: resposta lenta, por causa da grande capacidade da coluna e dos tempos envolvidos, influência de muitas variáveis, dificuldades de uso de analisadores em linha, interação entre os balanços de energia e de materiais.

As variáveis de entrada independentes e não controladas são: composição da alimentação, vazão da alimentação, entalpia da alimentação, entalpia do vapor do refervedor, temperatura do refluxo.

As variáveis manipuladas de entrada são: vazão do refluxo, do destilado, do produto de fundo, calor de entrada no refervedor, calor de saída do condensador.

As variáveis de saída, dependentes das variáveis de entrada e manipuladas, a serem controladas são as seguintes: composição do destilado, composição do produto pesado, temperatura das bandejas da coluna, nível do acumulador, nível do fundo da coluna.

Nem todas as variáveis podem ser controladas e manipuladas arbitrariamente. Mesmo assim, há dezenas de configurações práticas para o controle convencional da coluna de destilação, pela combinação das diversas variáveis controladas e manipuladas. Quando se acrescenta o controle preditivo antecipatório, o número de configurações aumenta, pois há também um grande número de variáveis de entrada, que afetam as variáveis controladas e que podem ser medidas.

O controle preditivo antecipatório mais simples, aplicado a coluna de destilação é mostrado. Consiste na colocação de uma multiplicador e de um compensador dinâmico. O multiplicador permite que a vazão da alimentação da coluna modifique o ponto de ajuste do controlador de vazão do destilado. A vazão do destilado será ajustada de conformidade com a vazão da alimentação. A colocação do compensador dinâmico determina o timing correto da ação de controle. No caso, há um atraso no sinal de vazão da alimentação. Quando há uma variação na vazão da entrada da coluna, deverá se alterar o ponto de ajuste da vazão do destilado. Porém, a variação na entrada irá demorar para afetar a vazão do destilado e portanto, a alteração do ponto de ajuste do controlador de vazão do destilado também deverá ser retratada. O compensador dinâmico avanço/atraso cuidará desse atraso.

Outra configuração simplificada é esquematizada, mostrando como as variáveis de entrada podem ser medidas e usadas para prover o controle preditivo antecipatório. O computador analógico recebe os sinais de medição da composição do produto de alimentação, vazão da alimentação, temperatura do topo da coluna, temperatura do refluxo, executa as operações matemáticas previamente calculadas. Os controladores devem atuar nas variáveis manipuladas: vazão do refluxo e vazão do produto de fundo. A saída do controlador que atua na vazão do produto de fundo, além da componente de computação, sofre um atraso dinâmico e uma correção na realimentação do controlador convencional.

Neutralização de pH

O controle de pH é um dos mais complexos e difíceis, pois envolve funções não lineares, grande tempo morto e grande tempo característico.

A atividade do íon H+ de uma solução pode ser medida continuamente através de um eletrodo de pH. Esse eletrodo desenvolve uma milivoltagem proporcional a atividade do íon H+ na solução aquosa. A medição de pH não é linear, mas logarítmica: pH = - log10 H+. A não linearidade do pH significa que próximo da neutralidade (pH = 7), pequenas variações do reagente causam grandes variações no pH e longe do ponto de neutralização (próximo de 0 ou de 14) grandes quantidades do reagente são necessárias para provocar pequenas variações no pH.

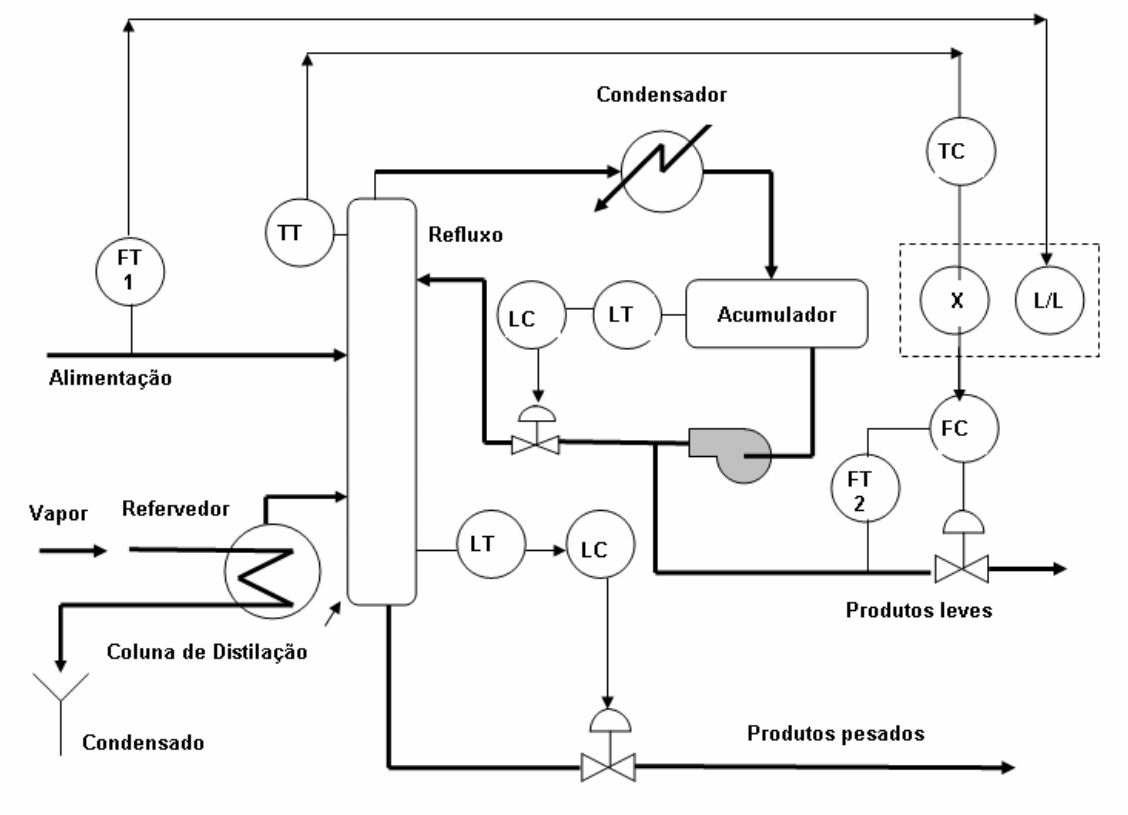


Fig. 3.1. Esquema simplificado do controle convencional com realimentação negativa aplicado a uma coluna de destilação

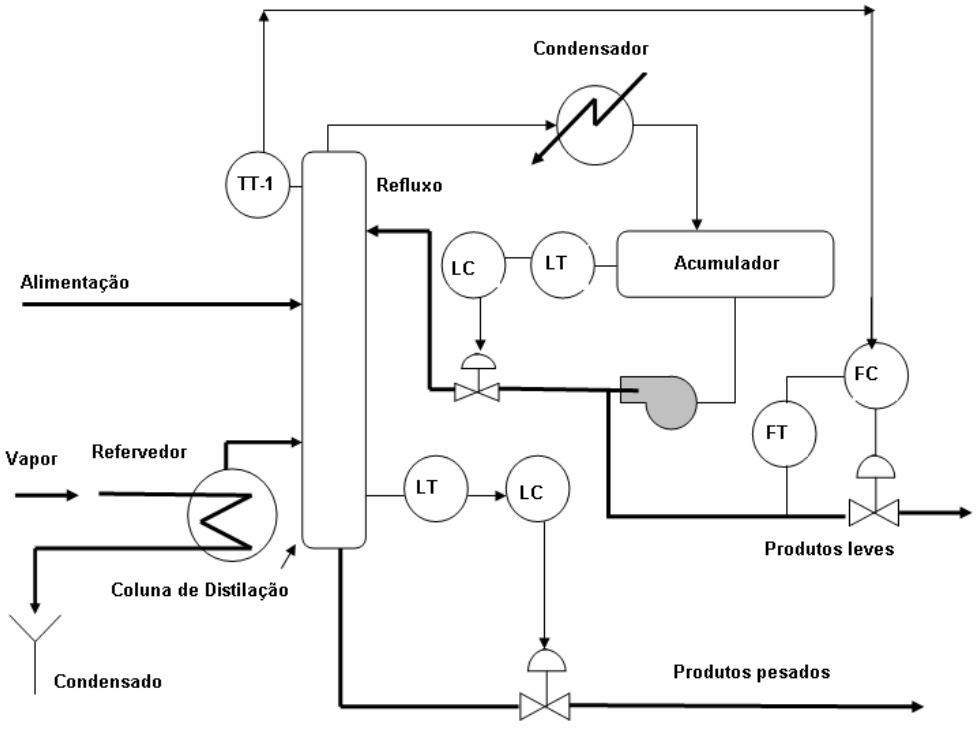


Fig. 3.1. Esquema simplificado do controle com realimentação negativa cascateado pelo controlador preditivo antecipatório aplicado a uma coluna de destilação

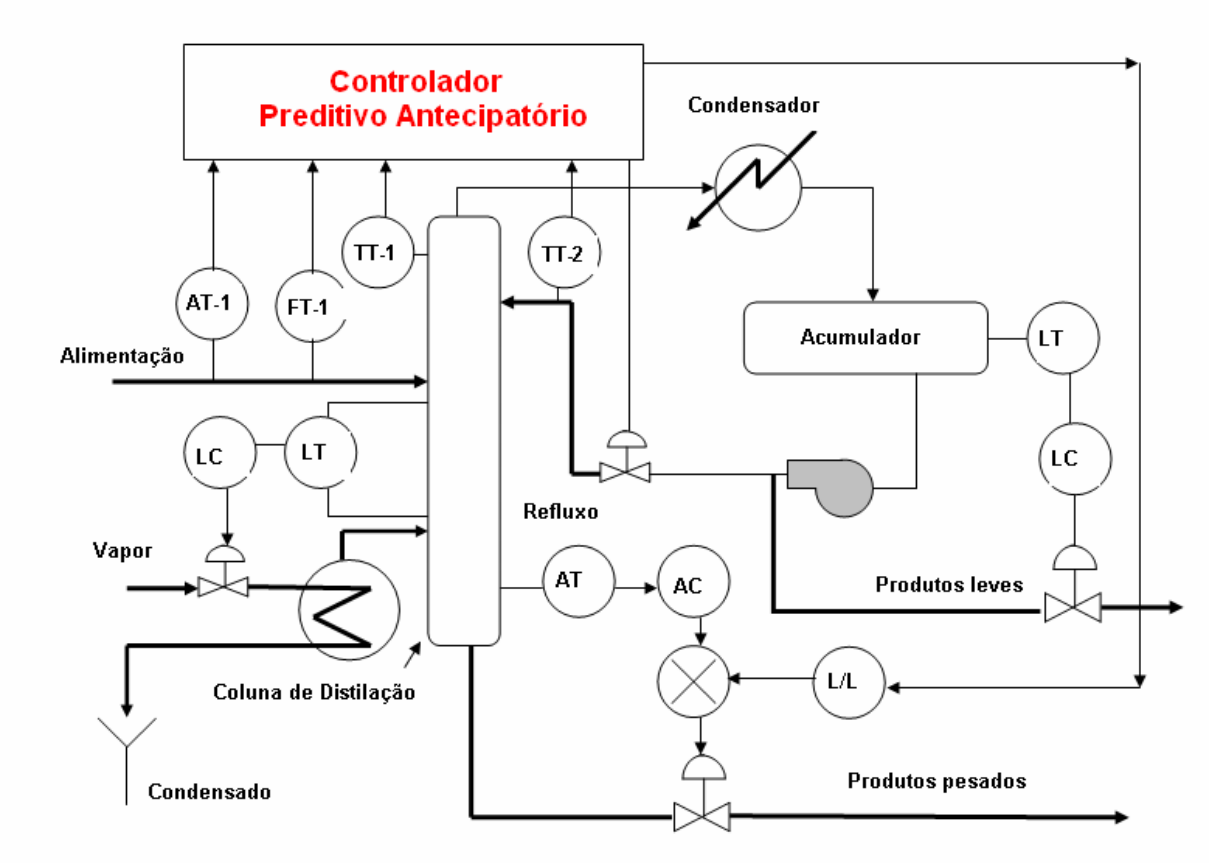


Fig. 3.1. Esquema simplificado do controle preditivo antecipatório aplicado a uma coluna de destilação, associado ao controle com realimentação negativa

O modelo matemático do processo é fácil de ser desenvolvido, pois é muito conhecido e estudado. A equação do controlador preditivo antecipatório dá a vazão do reagente necessária para neutralizar a mistura final, o efluente, quando a vazão e o pH do efluente variam

As variáveis medidas são: pH do efluente na entrada, pH do efluente na saída, vazão da entrada do efluente. A variável manipulada é a vazão do reagente. Freqüentemente se utilizam várias válvulas, de tamanhos diferentes, para prover maior relação entre a medição máxima e medição mínima. Nesse caso deve ser acrescentado um sistema lógico seqüencial.

São hipóteses simplificadoras: que a medição seja feita onde a reação está completa e que a mistura seja homogênea e perfeita.

Como não é admissível desvio permanente no pH do efluente final e principalmente, por causa da grande sensibilidade da curva de pH justamente na região próxima da neutralização, deve se usar um controlador a realimentação negativa convencional. O controlador convencional é não linear, com uma curva característica complementar a curva de pH: pequeno ganho próximo do ponto de ajuste e grande ganho quando o desvio aumenta. De outro modo: o controlador deve ter ganho proporcional ao erro entre medição e ponto de ajuste.O sistema de controle pode ter o controlador com realimentação negativa associados ao controlador preditivo antecipatório. A medição da vazão de entrada do efluente deve ser modificada, de modo que se tenha a mesma natureza logarítmica do pH. O instrumento a ser usado, além do eventual extrator de raiz quadrada, é o caracterizador de sinais. Quando se utiliza a Calha Parshall essa modificação pode ser dispensada.

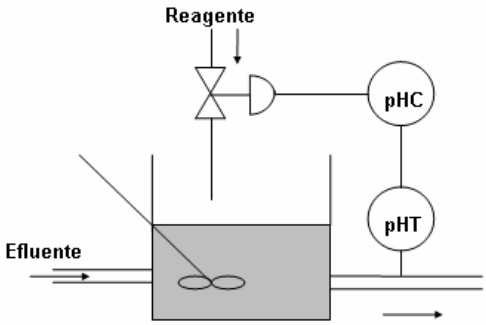


Fig. 3.1. Controle de pH convencional, com realimentação negativa

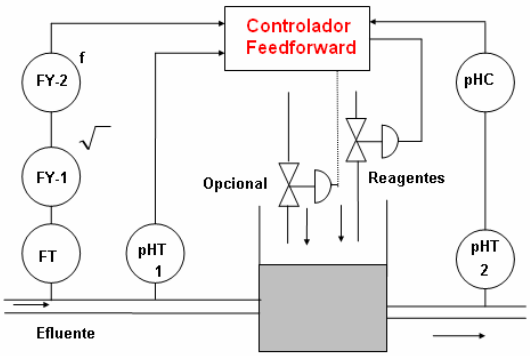


Fig. 3.1. Controle de pH preditivo antecipatório

Os sistemas de controle avançado se aplicam a processos determinados e seu objetivo é o de obter o melhor controle do processo. As vantagens que apresentam a aplicação dos sistemas de controle avançado são a economia de energia conseguido na operação da planta, o aumento da capacidade de fabricação, a diminuição do custo de operação e a diminuição da percentagem de recuperação dos produtos que saem fora de especificação durante o processo de fabricação.

Os rendimentos típicos que oferecem os sistemas de controle avançado são:

1. economia de energia com 5% de aumento na produção,
2. capacidade de fabricação da planta aumenta de 3% a 5%,
3. custo de operação da planta se vê reduzido de 3% a 5%,
4. recuperação dos produtos melhora de 3% a 5%,
5. retorno da inversão de produz em um tempo de 1 a 5 anos,
6. rendimento global é de 5% a 35%.

As aplicações dos sistemas de controle avançado aumentam dia a dia e se aplicam a processos tais como fabricação de amônia, processos batelada, fornos, caldeiras de vapor, plantas petroquímicas, sistemas de economia de energia, reatores químicos, plantas de gás natural, compressores, serviços gerais, controle estatístico de processo.

5.9. Conclusão

A adição de uma malha de controle preditivo típica envolve vários instrumentos, de medição, controle, computação analógica e de compensação dinâmica. O retorno econômico do acréscimo da malha de controle preditivo deve ser quantificado, mesmo que as variáveis econômicas de custo, retorno e economia não sejam diretamente medidas. Devem ser considerados os fatores relacionados com a economia dos tanques de armazenagem (controle de neutralização de pH e de mistura automática), produtos com a especificação de pureza desejada e com pouco refugo (coluna de destilação e fracionador), economia de energia (trocador de calor e torre de resfriamento).

Sob o ponto de vista técnico, as principais áreas de aplicação do controle preditivo antecipatório, que produzem resultados difíceis de serem conseguidos através de outra técnica são:

1. os processos complexos, com grandes períodos de oscilação natural e submetidos a distúrbios e variações de carga grandes e freqüentes, incontroláveis pelo sistema convencional de realimentação negativa.
2. os processos onde as variáveis a serem controladas não são possíveis de medição precisa, confiável ou rápido. Mesmo que seja usada uma outra variável secundaria, inferida da principal, o controle convencional a realimentação negativa é insuficiente para prover um produto dentro das especificações desejadas.

Como conclusão, o controle de malha aberta é raramente empregado em processos industriais contínuos.

O controle preditivo antecipatório é uma técnica alternativa, e adicional para o controle de processos complexos e difíceis. Geralmente ele é associado ao controle com realimentação negativa, quando são combinadas as duas técnicas.

O controle com realimentação negativa ainda é empregado na maioria das malhas de controle do processo industrial.

5. Estabilidade da Malha

O sistema de controle deve ser estável. Se o sistema não for estável, não é usável. A finalidade do sistema de controle é a de produzir o processo estável, com uma resposta desejada aos distúrbios do processo. O bom sistema de controle deve estabilizar o processo, que seria instável sem o sistema de controle.

Às vezes, é fisicamente impossível se conseguir um sistema estável, em todas as condições de processo. Por isso, o sistema deve ser estável apenas para determinadas condições de operação. O sistema é estável, se para qualquer entrada limitada, a saída é também limitada. O sistema é estável quando os distúrbios transitórios introduzidos no processo desaparecem imediatamente com o tempo.

Existem sistemas que são estáveis, mesmo sem a utilização de controle automático.

O sistema é instável quando a introdução de um distúrbio no processo, mesmo transitório, provoca a oscilação na variável ou a leva para um valor que cresce continuamente. O processo é considerado instável quando sua saída se torna cada vez maior, com as oscilações com amplitudes crescentes. Na prática, a máxima amplitude do sistema instável é limitada pelas próprias características físicas do sistema. Por exemplo, a válvula abre no máximo até 100% e a temperatura máxima do vapor saturado é de 100 ^{o}C, à pressão atmosférica.

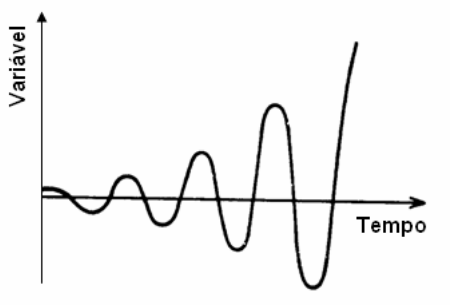


Fig. 2.19. Sistema instável: distúrbio aparece e cresce. Não há controle.

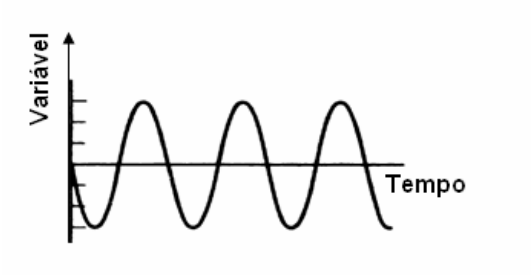


Fig. 2.20. Sistema com estabilidade limite: distúrbio aparece e permanece. Controle liga-desliga.

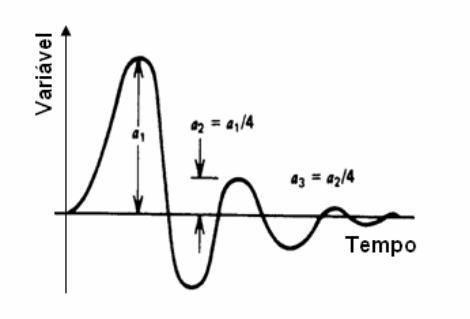


Fig. 2.21. Sistema estável: distúrbio aparece e desaparece. Estabilidade ideal com amortecimento de 4:1.

5.1. Curva de reação ao degrau

Avalia-se o grau de controlabilidade do processo, determinando se experimentalmente o seu tempo morto e o sua constante de tempo característica a partir da curva de reação a um degrau unitário aplicado à entrada. O tempo morto e o tempo característico são determinados, traçando se a tangente à curva, no ponto de inflexão. O tempo morto é o ponto em que a tangente corta o eixo do tempo.

Como a resposta é assintoticamente exponencial, a saída leva um tempo teoricamente infinito para atingir o valor de regime. No processo auto-regulante, o tempo característico ou a constante de tempo de realimentação negativa é o tempo decorrido da interseção da tangente com o eixo do tempo requerido para a saída atingir cerca de 63% do valor final. quando se aplica um degrau unitário da entrada.

Para o processo integrante o cálculo do tempo característico é mais difícil, pois é problemático identificar o ponto de inflexão para a tangente e não há um valor final de tendência. A constante de tempo característica é o tempo decorrido da interseção da tangente com o eixo do tempo até a saída atingir um erro de malha aberto. No processo com realimentação positiva, o tempo característico ou a constante de tempo de realimentação positiva é o tempo decorrido da interseção da tangente com o eixo do tempo requerido para a saída atingir cerca de 172% do valor do erro de malha aberta, quando se aplica um degrau unitário da entrada.

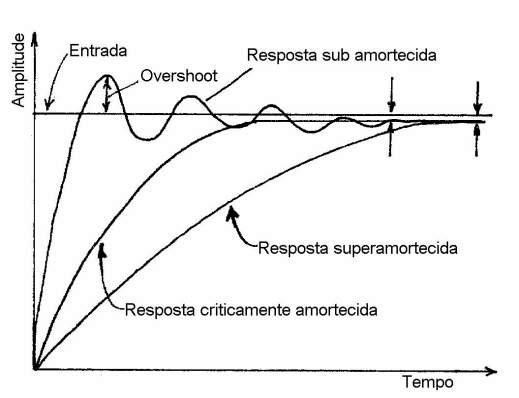


Fig. 2.22. Respostas ao degrau

5.2. Critérios de Estabilidade

Teoricamente, há vários critérios de estabilidade do sistema linear: Nyquist, Routh Hurwitz, *Root locus* e diagrama de Bode. Está além do escopo do presente trabalho o estudo detalhado e matemático destes critérios.

O método de Nyquist é um gráfico. Se o gráfico engloba o ponto (-1 +j 0), o sistema é instável; se não, o sistema é estável.

Pelo critério de Routh Hurwitz, as raízes da equação característica do sistema devem estar do lado esquerdo do plano, implicando que as raízes devem ter partes reais negativas.

O uso dos computadores digitais ajudou grandemente a técnica do Root Locus, pois facilitou o cálculo de todos os zeros e pólos da função de transferência. A adição de pólos a função de transferência piora a estabilidade relativa do sistema de malha fechada. Por exemplo, a ação integral equivale fisicamente a um polo. A adição de zero a função de transferência melhora a estabilidade relativa do sistema de malha fechada. A ação derivativa eqüivale fisicamente a um zero. O efeito da variação do local do zero é equivalente a alteração do tempo integral do controlador.

O diagrama de Bode é o enfoque gráfico simplificado do critério de Nyquist.

5.3. Função de Transferência

Quando se trabalha com qualquer um dos elementos no processo, é conveniente se ter um modo simples, conciso e completo para descrever o desempenho deste elemento. Uma equação da saída não funciona quando a saída de um elemento não depende de sua entrada. Assim, a relação da saída para a entrada é usada. e dada qualquer entrada, pode-se prever sua saída.

Define se como função de transferência a relação entre sua saída e sua entrada, no domínio da frequência. Através de outros operadores matemáticos, pode se mudar para o domínio do tempo.

Na prática, a função de transferência fornece as informações acerca da estabilidade, da resposta transitória e das características de frequência do processo.

5.4. Ganho

Os parâmetros de ganho e de fase são fundamentais para o entendimento do comportamento da malha a realimentação negativa. Eles são especialmente importantes no estudo da sintonia do controlador porque ambos são funções do período do sinal de entrada.

O ganho do instrumento é a relação entre o sinal de saída sobre o sinal de entrada. Quanto maior o ganho do equipamento, maior é a sua sensibilidade. Na instrumentação, para um mesmo erro na entrada, um controlador de alto ganho produz uma saída maior que um controlador de ganho pequeno.

O ganho pode ser expresso por um número adimensional ou por um número com dimensões.

Por exemplo, o ganho de potência de um amplificador eletrônico igual a 1000 significa que a potência de saída do amplificador é cerca de 1000 vezes maior que a entrada. Em eletrônica, para facilitar as operações e diminuir o tamanho dos números, o ganho é expresso em decibel. Por definição, o ganho em decibel (db) relaciona logaritmos decimais:

$$\text{Ganho(db)} = 10 \log \frac{\text{potência de saída}}{\text{potência de entrada}}$$

O amplificador eletrônico com ganho adimensional de potência igual a 1000 possui o ganho igual a 30 db. A vantagem do uso da unidade decibel é a substituição da multiplicação pela soma.

Em instrumentação, aplicando-se a definição de ganho a um transmissor eletrônico (saída de 4 a 20 mA cc) de temperatura, calibrado na faixa de 0 a 120 ^{o}C, tem-se:

$$\text{ganho do transmissor} = \frac{4 \text{ a } 20 \text{ mA}}{0 \text{ a } 120\ ^{o}\text{C}}$$

Neste caso, a entrada do transmissor é temperatura e a saída é o sinal padrão de corrente. Tem-se a dimensão de mA/^{o}C.

Em outro exemplo, o ganho da válvula de controle, cuja entrada é uma vazão de 0 a 10 m^3/h e saída, a abertura de 0 a 100% vale:

$$\text{ganho da válvula} = \frac{0 \text{ a } 100\%}{0 \text{ a } 10 \text{ m}^3/\text{h}}$$

Agora, a dimensão do ganho é %.h/m^3 . O ganho para uma determinada vazão de 5 m^3/h e válvula linear, com abertura correspondente de 50%, é de 10 %.h/m^3.

Em outro exemplo, quer se controlar o nível de um tanque, através de uma válvula acionada por motor. A válvula requer 10 rotações do motor para ir de 0% a 100%. O motor gira em 100 p/min. Quando aberta, a válvula permite uma vazão de 50 L/min. Determinar o tempo de resposta da válvula se o volume do tanque for a) 800 L ou b) 10 L.

Para ir 10 revoluções a 100 rpm a válvula irá gastar

$$t_{\text{valvula}} = \frac{10 \text{ rotações}}{100 \text{ r/min}} = 0{,}1 \text{min}$$

Assim, observando se válvula, pode se vê-la girando por 6 s

Quando aberta, a vazão será de 50 L/min. Para encher um tanque de 800 L

$$t_{\text{tan que}} = \frac{800 \text{ L}}{100 \text{ L/min}} = 16 \text{ min}$$

a) Para um tanque de 800 L, a constante de tempo do tanque é muito maior que cada válvula (16min >> 0,1min). A constante da válvula é desprezível quando comparada com a do tanque de 800 L.

b) Para um tanque de 10 L,

$$t_{\text{tan que}} = \frac{10 \text{ L}}{50 \text{ L/min}} = 0{,}2 \text{ min}$$

O tanque de 10 L será cheio em 12 segundos (0,2 minuto), com a válvula totalmente aberta. Porém, para se obter a válvula totalmente aberta, gasta se 6 segundos.

este tanque, sua constante de tempo é da ordem de grandeza da constante da válvula. que agora deve ser considerada.

Quando o tempo de resposta de uma elemento é muito pequeno comparado com o de outros elementos no sistema, a sua função de transferência pode ser expressa como um simples ganho.

Como o ganho do instrumento está relacionada com sua sensibilidade, e como pequena entrada implica em alto ganho, todo instrumento tem uma entrada mínima possível, abaixo da qual é impraticável trabalhar com o instrumento. Por exemplo, a largura de faixa mínima para se calibrar um transmissor de temperatura é de 10 ^{o}C, pois abaixo desta largura de faixa o seu ganho seria muito alto e o transmissor instável.

Cada instrumento componente da malha possui um determinado ganho estático e outros parâmetros dinâmicos para descrever sua resposta. O comportamento estático se refere ao seu regime permanente ou em baixas freqüências. O ganho em regime é a relação da variação da saída dividida pela variação da entrada, após todos os transigentes desaparecerem. Este ganho é a inclinação da curva da saída versus a entrada. Se esta curva for uma reta com inclinação constante, o ganho é linear. O ganho é não linear quando a inclinação varia com o ponto de ponto e a curva possui inclinação variável. O ganho estático é facilmente computado, bastando se aplicar na entrada do dispositivo um sinal e medir a correspondente saída.

Os sistemas de uma malha de controle nem sempre são lineares. Os seus ganhos não são constantes em toda a faixa de operação. Por exemplo, a placa de orifício tem uma saída que é proporcional a pressão diferencial que segue uma relação quadrática com a vazão (Q^2 = K dp). O transmissor de pressão diferencial de vazão terá um ganho alto quando a vazão varia no começo da faixa e terá um ganho pequeno para os valores elevados da vazão. Também as válvulas de controle possuem tipos de internos que podem exibir vários tipos matemáticos de ganho: linear, igual percentagem (exponencial), parabólica.

O ganho dinâmico está relacionado com as altas freqüências e pode ser computado aplicando-se uma onda senoidal na entrada e observando-se a saída resultante. A relação das amplitudes de saída e de entrada dá o ganho dinâmico. Porém, o ganho também depende da frequência da onda senoidal: quanto maior a frequência, menor o ganho dinâmico. Quando a frequência se aproxima do zero, tem-se o ganho estático. Quando se manipulam sinais senoidais no tempo, além da modificação da amplitude dos sinais, há o deslocamento do ângulo de fase, quando o dispositivo pode atrasar ou adiantar o sinal de entrada.

Quando o ganho dinâmico da malha total é maior que 1, a amplitude de oscilação dos distúrbios irá aumentar e o processo é instável.

Quando o ganho dinâmico é igual a 1, está se no limite, entre a oscilação e a estabilidade. As oscilações permanecem com amplitude constante e o processo é instável.

Quando o ganho dinâmico é menor que 1, a oscilação terá amplitudes decrescente e o processo é estável. Todos os sistemas de controle são projetados e ajustados para se ter um ganho total da malha menor que 1, de modo a ter uma resposta atenuada e ser estável.

Nos controladores digitais os ajustes são feitos no ganho do controlador; nos analógicos os ajustes e a terminologia se referem a banda proporcional.

5.5. Banda Proporcional

A banda proporcional é, por definição, a relação entre a entrada e a saída do controlador. Como conseqüência, a banda proporcional é o inverso do ganho.

A banda proporcional é diretamente proporcional a largura de faixa da variável controlada: quanto mais estreita a faixa calibrada da medição, menor é a banda proporcional. A banda é inversamente proporcional a largura de faixa da saída do controlador que atua na válvula de controle: quanto maior for a abertura da válvula, menor é a banda proporcional.

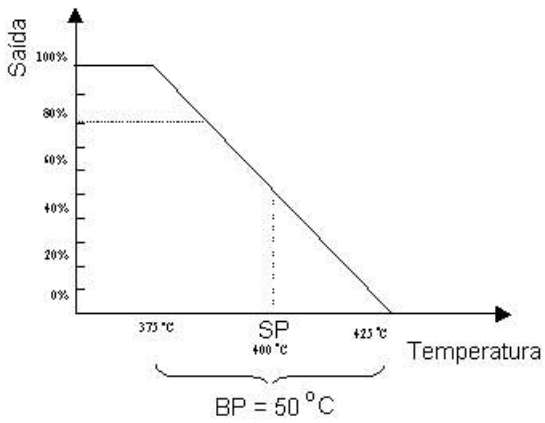


Fig. 2.23. Curva de transferência de controlador com ação inversa.

A banda proporcional é expressa em %. Tipicamente, tem-se controlador com banda proporcional ajustável, com o valor variando de 20 até 500%. A banda proporcional é a faixa onde o controlador proporcional responde de modo automático às variações do processo. Só há controle automático dentro da banda proporcional.

A ação é inversa porque a saída aumenta quando a medição diminui. Neste exemplo, abaixo de 375 ^{o}C, extremidade inferior da banda proporcional, a saída está em 100%. Acima de 425 ^{o}C, extremidade superior da banda, a saída está em 0%. Entre estas duas extremidades, a saída pode ser achada, traçando uma linha vertical do eixo de temperatura até atingir a curva de transferência, e depois horizontalmente, até o eixo da saída. Notar que a saída é 50% quando a temperatura está no ponto de ajuste. A largura da banda proporcional varia a relação entre o afastamento da temperatura do ponto de ajuste e a saída.

A banda proporcional também expressa a sensibilidade do controlador. A banda proporcional muito estreita significa controlador muito sensível. As pequenas variações no processo provocam grandes variações na saída do controlador, consequentemente grandes alterações na válvula de controle. A banda proporcional larga faz o controlador ficar pouco sensível. O processo precisa variar muito para provocar pequenas modificações na saída do controlador e portanto na válvula de controle.

Quando a entrada varia de 0 a 100% e provoca uma variação de 0 a 100% na saída, tem-se uma banda proporcional de 100% e ganho igual a um. Quando a variação na entrada de apenas 0 a 10% produz uma variação na saída de 0 a 100%, a banda proporcional é de 10% e o ganho desse controlador vale 10. No caso de se ter uma variação na entrada de 0 a 100% produzindo uma variação na saída de apenas 0 a 10%, a banda proporcional desse controlador vale 1.000% e o ganho vale 0,1.

O controlador com a banda proporcional infinita, precisa de uma variação infinita na medição para fazer a válvula variar de 0 para 100% de abertura e portanto não realiza nenhum controle. O controlador com banda proporcional zero, ou seja um único ponto, provoca uma variação na válvula de controle de 0 a 100%; este controlador ultra-sensível é o liga-desliga.

Como conseqüência, o mesmo controlador proporcional pode ser aplicado para controlar vários tipos de processos. Apenas sua banda proporcional é ajustada para torna-lo mais ou menos sensível.

Os processos lentos são pouco sensíveis, possuem ganho pequeno e requerem o controlador com banda proporcional muito estreita; por exemplo, a banda proporcional para o controle de temperatura é tipicamente menor que 100%. Os processos rápidos são muito sensíveis, possuem alto ganho e requerem o controlador com banda proporcional muito larga; por exemplo, a banda proporcional para o controla da vazão é normalmente maior que 100%.

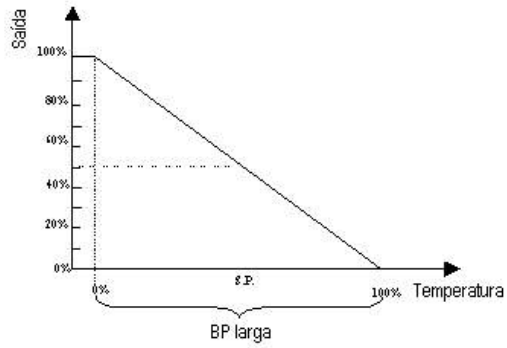


Fig.1.1 Banda proporcional larga

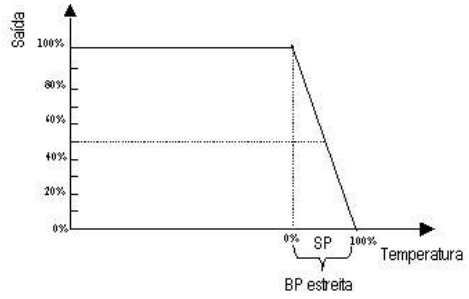


Fig.1. Banda proporcional larga e estreita

5.6. Ângulo de fase

O segundo parâmetro da resposta de um elemento a uma entrada cíclica é o ângulo de fase. Por causa dos atrasos dentro do elemento, o pico da saída não coincide com o pico da entrada. O ângulo de fase de um elemento mede este deslocamento. Um ciclo completo em qualquer sinal periódico se compõem de 360 graus. Se o pico do ciclo da saída ocorre 1/4 do caminho do ciclo de entrada, o ângulo de fase q vale

$$\theta = 360(-\frac{1}{4}) = -90^{o}$$

O sinal negativo significa que o pico da saída ocorre depois do pico da entrada. Isto é consideração um atraso de fase. É também possível se ter o pico da saída antes do pico da entras; isto é chamado de adiantamento de fase.

Os atrasos em qualquer elemento de um malha de controle causam atrasos entre a variação da entrada e a variação resultante da saída. Quando o sinal é senoidal, o atraso do tempo equivale ao atraso do ângulo de fase.

O atraso do ângulo de fase varia com a freqüência do sinal. O deslocamento da fase aumenta proporcionalmente com a freqüência. O atraso total da malha de controle deve ser de 180^{o}, correspondente a realimentação negativa. Quando se tem um distúrbio na malha, deve haver uma ação corretiva oposta ao distúrbio, ou seja, defasada de 180^{o}.

O que provoca o atraso ou a defasagem do sinal são os parâmetros capacitivos e os tempos mortos. Todos os elementos da malha de controle possuem, em graus diferentes, circuitos que defasam o sinal. Por exemplo, o atuador da válvula de controle é de grande capacidade e portanto causa atraso no sinal. O controlador deve ter circuitos com capacitância ajustáveis, de modo que, no final, o ângulo total de defasagem seja igual a 180^{o}., responsável pela realimentação negativa da malha de controle. Como será visto adiante, os circuitos integrais e derivativos possuem esses elementos para compensar os atrasos e avanços da malha de controle.

5.7. Oscilação

A oscilação é qualquer efeito que varia periodicamente no tempo, entre dois valores extremos. Em instrumentação, a variável controlada entra em oscilação quando o seu valor cicla periodicamente entre os valores máximo e mínimo.

Há uma confusão relacionada com a oscilação, pois a saída cíclica não implica necessariamente em oscilação. Por exemplo, quando se aplica um sinal periódico na entrada de um amplificador, a sua saída será também periódica, sem que haja oscilação. Nesta situação, as freqüências da entrada e da saída são iguais e os sinais são dependentes. O amplificador oscila quando se aplica um sinal constante na entrada e a sua saída é periódica. Ou então, quando os sinais de entrada e de saída são periódicos, porém, a frequência do sinal de saída é diferente da frequência da entrada. A frequência do sinal oscilante depende apenas dos parâmetros do circuito interno.

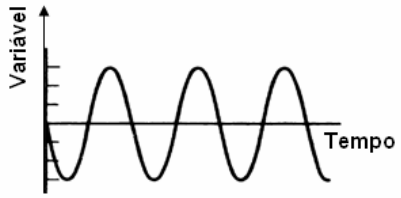


Fig. 2.26. Saída de controlador em oscilação

A principal causa da oscilação é o altíssimo ganho do sistema. Na instrumentação, a oscilação pode ocorrer quando o controlador é ajustado com a banda proporcional muito estreita e com as ações integral e derivativa exageradas. A oscilação pode se iniciar pela variação brusca da carga do processo ou pela alteração do ponto de ajuste. Uma vez iniciada a oscilação, o sistema contínua oscilando, mesmo que o ganho do sistema diminua.

5.8. Saturação

Genericamente, saturação é a condição em que uma alteração na causa não produz variação correspondente no efeito resultante, ou um aumento adicional da entrada não produz o correspondente aumento da saída.

A saturação pode ser provocada pelo processo, pelos seus equipamentos e pelos instrumentos da malha de controle.

O controlador com a ação integral satura quando o erro entre a medição e o ponto de ajuste é muito demorado.

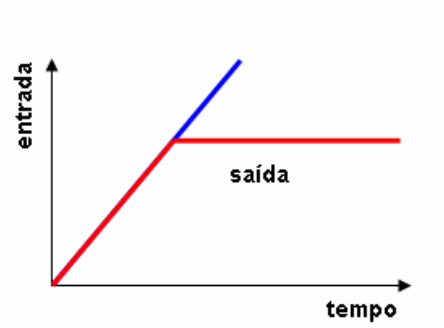


Fig. 2.27. Saída saturada: mantém-se constante no valor máximo, mesmo com aumento da entrada

A válvula subdimensionada satura quando atinge os 100% de abertura e a sua abertura máxima é insuficiente para a obtenção do controle. A saída do controlador aumenta para solicitar maior abertura, o que é impossível para a válvula com capacidade insuficiente. O bloqueio da haste da válvula também provoca a saturação da saída do controlador, pois a variação da saída não produz nenhum efeito na abertura da válvula.

A entrada muito grande pode também provocar a saturação do sistema, pois sua saída atinge o valor limite do sistema e não responde mais à entrada. A forma de onda da saída fica destorcida e diferente da forma da entrada.

5.9. Amortecimento

Um modo prático de verificar a estabilidade do sistema é provocar um distúrbio rápido e de pequena amplitude, tipo degrau, na sua entrada e estudar o comportamento da resposta. A resposta do sistema estável depende do seu amortecimento.

1. o sistema é super amortecido, quando a variação da resposta ao degrau é lenta e sobe com pequena inclinação,
2. o sistema é criticamente amortecido, quando a variação da resposta ao degrau varia é mais rápida, mas ainda não apresenta oscilação.
3. o sistema é sub amortecido, quando a resposta apresenta oscilações, porém, com amplitudes decrescentes.

Para haver estabilidade o ganho total deve ser menor que 1, pois o distúrbio é amortecido e eliminado, com o tempo. Quando o ganho é maior que 1, as oscilações aumentam e não há interesse prático. Para a passagem de sistema amortecido para sistema com instabilidade crescente, tem-se o sistema com instabilidade com oscilações constantes: o ganho total da malha é igual a 1. Há interesse em se conseguir essa oscilação apenas como caminho intermediário para calibração do controlador. É desejável, na prática, que todos os sistemas de controle apresentem um sub amortecimento, idealmente na proporção de 4:1.

Quando são definidos todos os parâmetros do processo: a faixa de medição, o uso do transmissor com sinal padrão de saída, o modo de controle, o tipo e o tamanho da válvula de controle, o uso de posicionador, o único instrumento que apresenta uma chave para o ajuste do ganho é o controlador. O ajuste adequado do ganho do controlador é o responsável principal pela estabilidade ou não do sistema de controle.

5.10. Condições de Estabilidade

O objetivo de cada malha de controle é encontrar um valor para o sinal de controle que mantenha a medição constante e igual ao ponto de ajuste, para as condições de carga existentes. Os enfoques de realimentação negativa e de predição antecipação poder ser usados.

O sistema completo de controle inclui os instrumentos e o processo. A estabilidade do sistema global depende de todos os equipamentos do processo e de todos os instrumentos da malha.

O ganho total da malha fechada deve ser menor que a unidade, para que os distúrbios que aparecerem no sistema sejam amortecidos e eliminados. No caso limite, com ganho igual a um, qualquer distúrbio no processo permanece constante, com as amplitudes das oscilações constantes.

Um sistema de controle é estável se e somente se o ganho total da malha for menor que 1 e o ângulo de fase da ação corretiva for igual a 180 graus. O ganho deve ser menor que 1 para que qualquer erro introduzido no sistema por distúrbios externos seja atenuado e eliminado. O ângulo de fase deve ser de 180 graus para que a ação corretiva seja exatamente contrária ao erro.

O ganho total da malha é igual ao produto dos ganhos individuais de cada componente do sistema, incluindo o processo. Ha portanto três tipos diferentes de ganhos no sistema de controle:

o ganho do processo, que é variável com as alterações de sua carga. São as variações do ganho do processo que devem ser controladas e administradas.

o ganho do controlador, que é ajustável. O único instrumento que possui um ajuste de ganho é o controlador.

os ganhos dos outros instrumentos que formam a malha de controle, que são estabelecidos e fixos quando se define o projeto do sistema. O ganho do transmissor depende da faixa a ser calibrada, o ganho da válvula de controle depende de sua característica inerente. O ganho da malha de instrumentos depende ainda do uso/não uso do extrator de raiz quadrada, do posicionador da válvula.

Na malha de controle constituída de transmissor (t), extrator de raiz quadrada (e), controlador (C), transdutor I/P (i/p), válvula de controle com atuador pneumático (v) e usada para a regulação do processo (P) tem se o seguinte ganho total (T):

$$G_T = G_t \cdot G_e \cdot G_C \cdot G_{ip} \cdot G_v \cdot G_P$$

A condição necessária para a estabilidade do sistema é:

$G_T = G_t \cdot G_e \cdot G_C \cdot G_{ip} \cdot G_v \cdot G_P < 1$

Agrupando se os ganhos do transmissor, do extrator, do transdutor e da válvula em um ganho fixo e constante (K) tem se uma expressão mais simples para o ganho total:

$G_T = G_K \cdot G_C \cdot G_P$

Este ganho total deve ser sempre menor que 1 para se ter uma das condições da estabilidade do sistema. Deste modo o controlador deve ter um ganho ajustado de modo que as variações do ganho do processo não ultrapassem o limite de ganho total 1.

A condição de ganho total menor que 1 é muito vaga e elástica, pois 0,10 , 0,50 e 0,90 são todos menores que 1. A diferença é que 0,10 está muito distante de 1, 0,90 está muito próximo de 1 e 0,50 está a meio caminho de 1.

Quando o sistema é ajustado com ganho total igual a 0,10 , ele está muito distante da oscilação e mas a sua qualidade de controle é ruim. O sistema é pouco sensível e corrige demoradamente os seus distúrbios.

Por outro lado, se o ganho do controlador é ajustado para que o ganho total seja igual a 0,90 , o sistema ainda é estável, porém pequenas variações de ganho do processo podem provocar a oscilação no sistema. Este sistema é muito sensível e rápido para responder e corrigir os erros provocados pelos distúrbios, porém, ele está muito próximo a oscilação.

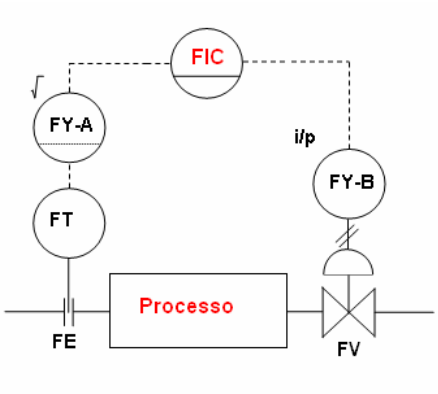


Fig. 2.28. Malha de controle do processo vazão, com

Então, no mundo ocidental cristão cartesiano e simétrico a tendência é de se ter um ganho total de 0,50, que é uma situação de compromisso entre a estabilidade e a qualidade do controle do sistema.

Quando o ganho da malha fechada é igual a 1, tem se a oscilação constante da variável e o processo é instável. Para se ter estabilidade é necessário que o ganho total seja menor que 1.

Chama se margem de ganho o que falta para o ganho alcançar o valor de 1, quando se mantém o ângulo de correção igual a 180 graus. Esta margem de ganho pode ser considerada como a faixa de liberdade que o ganho do processo pode variar sem provocar oscilação no sistema. Quanto maior a margem de ganho, menor é o ganho e mais estável é o processo.

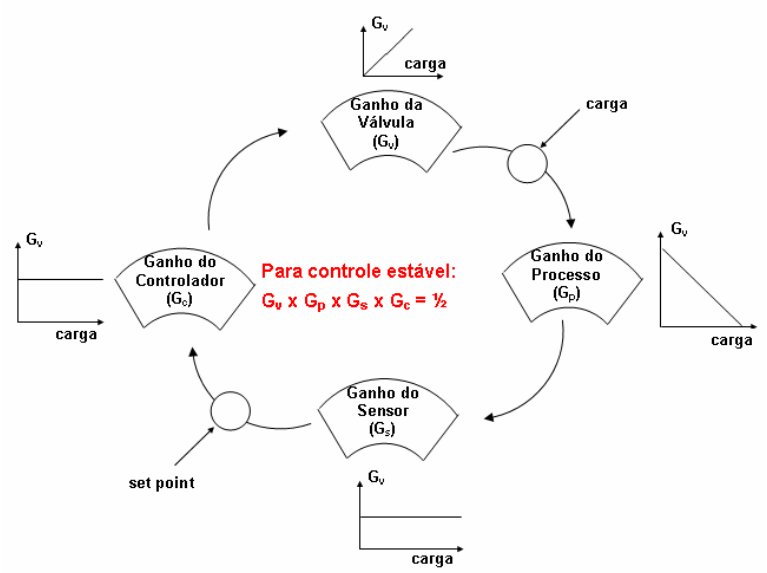


Fig. 2.29. Se o ganho do processo varia com a carga, o ganho total da malha pode ser mantido constante usando uma válvula cuja variação do ganho com a carga compense a variação de ganho do processo

4. Controlador

Objetivos de Ensino

1. *Apresentar o diagrama de blocos do controlador e descrever cada um.*
2. *Mostrar diferenças entre ação direta e ação inversa.*
3. *Mostrar de modo simplificado os circuitos pneumático e eletrônico dos controladores P, PI, PD e PID.*
4. *Mostrar as características do controlador analógico e digital, série e paralelo.*

1. Conceito

O principal componente da malha de controle é, obviamente, o controlador, que pode ser considerado um amplificador ou um computador.

O controlador automático é o instrumento que recebe dois sinais: a medição da variável e o ponto de ajuste, compara-os e gera automaticamente um sinal de saída para atuar a válvula, de modo a diminuir ou eliminar a diferença entre a medição e o ponto de ajuste.

O controlador detecta os erros infinitesimais entre o valor da variável de processo e o ponto de ajuste e responde, instantaneamente, de acordo com os modos de controle e seus ajustes. O sinal de saída é a função matemática canônica do erro entre a medição e o valor ajustado, que inclui as três ações de controle: proporcional, integral e derivativa. A combinação dessas três ações e os seus ajuste adequados são suficientes para o controle satisfatório e aceitável da maioria das aplicações práticas.

Para executar estas tarefas, o controlador deve possuir os seguintes blocos funcionais:

1. Medição,
2. Ponto de ajuste
3. Unidade de comparação
4. Geração do sinal de saída
5. Atuação manual opcional
6. Estação de balanço automático
7. Fonte de alimentação
8. Escalas de indicação

1.1. Medição

No controlador a realimentação negativa, a variável controlada sempre deve ser medida. Na maioria absoluta dos controladores, a variável controlada medida é também indicada na frente do controlador. Nos controladores a microprocessador, a indicação é feita simultaneamente por barras gráficas e por dígitos.

O controlador pode estar ligado diretamente ao processo, quando possui um elemento sensor determinado pela variável medida. O controlador de painel recebe o sinal padrão proporcional a medição do transmissor e deve possuir circuitos de entrada que condicionam o sinal de medição. O controlador pneumático possui o fole receptor de 20 a 100 kPa e o eletrônico possui o circuito receptor, como a ponte de Wheatstone, circuito potenciométrico ou galvanômetro.

Fig. 4.1. Controladores

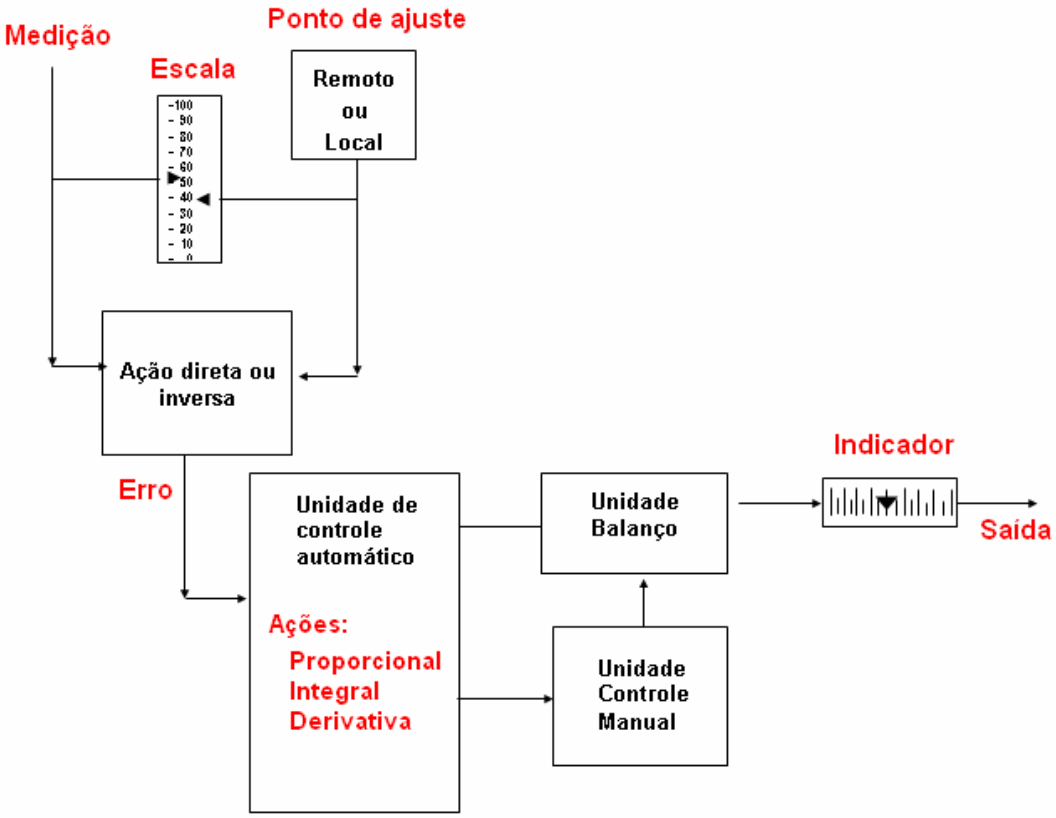
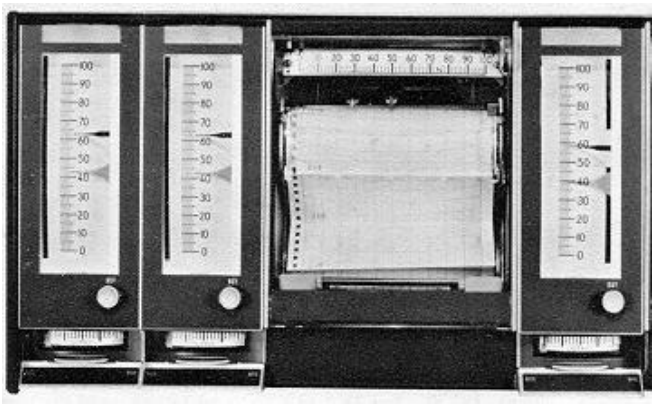


Fig. 4.1. Diagrama de blocos funcional do controlador a realimentação negativa



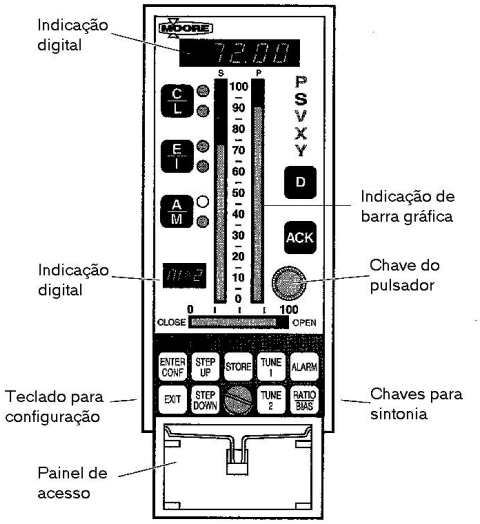


Fig. 4.2. Vista frontal de controladores analógicos:
(a) Com ponto de ajuste manual
(b) Com ponto de ajuste automático
(c) Com pontos de ajuste manual (local) e automático (remoto)

Fig. 4.3. Vista frontal de controlador digital

1.2. Ponto de Ajuste

Quanto ao ponto de ajuste, há três modelos de controladores:

1. manual,
2. remoto,
3. manual ou remoto.

O controlador com o ponto de ajuste manual possui um botão na parte frontal, facilmente acessível ao operador de processo, para que ele possa estabelecer manualmente o valor do ponto de referência. Quando o operador aciona o botão, ele posiciona o ponteiro do ponto de ajuste na escala e gera um sinal de mesma natureza que o sinal da medição.

O controlador com o ponto de ajuste remoto não possui nenhum botão na parte frontal. O sinal correspondente ao ponto de ajuste entra na parte traseira do controlador e é indicado na escala principal. O sinal pode ser proveniente da saída de outro controlador ou de uma estação manual de controle.

O controlador com os pontos de ajuste remoto e local possui um botão para o operador estabelecer manualmente o ponto de ajuste e recebe o ponto de ajuste remoto. Ambos os sinais são indicados na escala principal. O controlador possui também a chave seletora R/L (remoto/local) do ponto de ajuste.

É fundamental que a medição e o ponto de ajuste sejam de mesma natureza, ambos pneumáticos, mecânicos, de corrente ou de tensão elétrica, para que seja possível a comparação e subtração entre eles. O ponto de ajuste e a medição são indicados na mesma escala principal do controlador e a posição relativa dos ponteiros fornece o valor do erro entre os dois sinais.

1.3. Estação Manual

A maioria dos controladores possui a estação manual de controle integralizada ao seu circuito. Sob o ponto de vista do controle, as situações mais comuns que requerem a intervenção manual do operador são:

1. na partida do processo, quando a banda proporcional é menor que 100%. Neste caso, quando a medição está em 0% e o ponto de ajuste está acima de 50%, a variável controlada está fora da banda proporcional.
2. quando o processo entra em oscilação, ou seja, quando o ganho da malha fechada de controle fica igual a 1. Quando se coloca o controlador em manual, abre se a malha de controle e se pode estabilizar o processo.

1.4. Unidade de Balanço Automático

A maioria dos controladores com estação manual possui um sistema de balanço automático que permite a passagem de automático para manual e vice versa, de modo contínuo, sem provocar distúrbio no processo e sem a necessidade de se fazer o balanço manual da saída do controlador.

Erradamente se pensa que esta transferência requer a igualdade entre a medição e o ponto de ajuste. Quando o controlador não possui a estação de transferência automática, o operador deve garantir que o sinal inicial da saída manual seja igual ao sinal final da saída automática de modo que o processo não *perceba* esta mudança de automático para manual. No mínimo, o controlador possui um dispositivo de comparação que faz o balanço prévio entre os sinais de saída automática e manual.

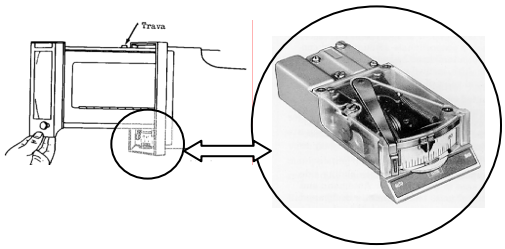


Fig. 4.4. Estação manual de controle

1.5. Ação Direta ou Inversa

O controlador possui a chave seletora para ação direta e ação inversa. A ação direta significa que o aumento da medição implica no aumento da saída do controlador. A ação inversa significa que o aumento da medição provoca a diminuição da saída do controlador.

A escolha da ação do controlador depende da ação da válvula de controle e da lógica do processo. A atuação da válvula de controle pode ser: ar-para-abrir ou ar-para-fechar deve ser escolhida em função da segurança do processo.

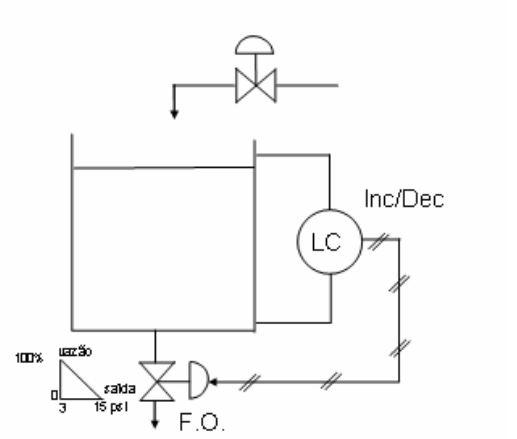
A regra básica para a seleção das ações do controlador e da válvula é a seguinte:

1. a partir da segurança do processo, determina-se a ação da válvula de controle.
2. depois de definida a ação da válvula e partir da lógica do processo, determina-se a ação do controlador.

As quatro alternativas para um sistema de controle de nível são mostradas a seguir:

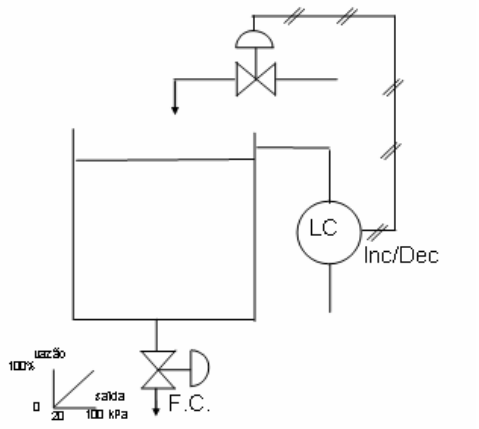
Tanque vazio seguro e válvula na saída.

A partir da segurança, obtida com o tanque vazio, a válvula deve ser **ar-para-fechar**: na falta de ar, a válvula abre e o tanque se esvazia, levando o sistema para a segurança. A válvula está a 100% com 20 kPa e a 0% com 100 kPa. A ação do controlador, como conseqüência, deve ser **inversa**: quando o nível aumenta, a válvula deve abrir mais para faze-lo diminuir e a saída do controlador deve diminuir, abrindo mais a válvula.



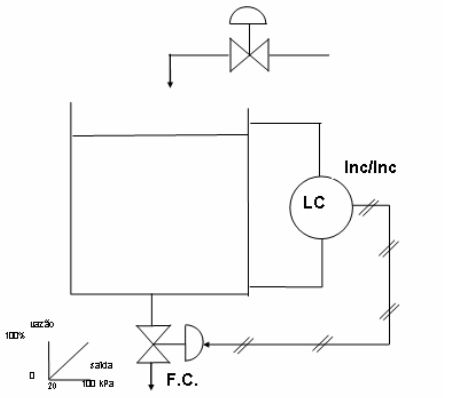
Tanque vazio seguro e válvula na entrada.

A partir da segurança, obtida com o tanque vazio, a válvula deve ser **ar-para-abrir**: na falta de ar, a válvula fecha e o tanque se esvazia, levando o sistema para a segurança. A válvula está a 0% com 20 kPa e a 100% com 100 kPa. A ação do controlador, como conseqüência, deve ser **inversa**: quando o nível aumenta, a válvula deve fechar mais para faze-lo diminuir e a saída do controlador deve diminuir, fechando mais a válvula.



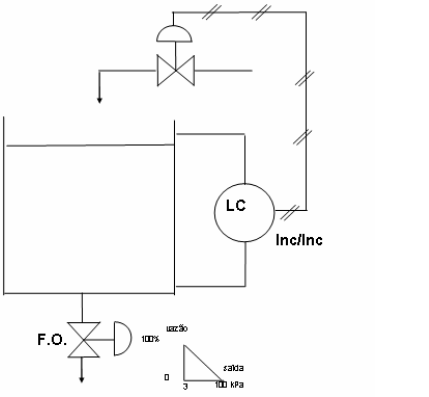
Tanque cheio seguro e válvula na saída.

A partir da segurança, obtida com o tanque cheio, a válvula deve ser **ar-para-abrir**: na falta de ar, a válvula fecha e o tanque se enche, levando o sistema para a segurança. A válvula está a 0% com 20 kPa e a 100% com 100 kPa. A ação do controlador, como conseqüência, deve ser **direta**: quando o nível aumenta, a válvula deve abrir mais para faze-lo diminuir e a saída do controlador deve aumentar, abrindo mais a válvula.



Tanque cheio seguro e válvula na entrada.

A partir da segurança, obtida com o tanque cheio, a válvula deve ser **ar-para-fechar**: na falta de ar, a válvula abre e o tanque se enche, levando o sistema para a segurança. A válvula está a 100% com 20 kPa e a 0% com 100 kPa. A ação do controlador, como conseqüência, deve ser **direta**: quando o nível aumenta, a válvula deve fechar mais para faze-lo diminuir e a saída do controlador deve aumentar, fechando mais a válvula.



2. Circuitos do Controlador

As dificuldades de controle do processo variam muito e por isso são disponíveis controladores comerciais de vários tipos e modos de controle. Existem características padronizadas e existem aquelas especiais, fornecidas somente quando explicitamente solicitado.

Não especificar todas as necessidades requeridas implica em se ter um controle de processo insatisfatório e até impossível. Especificar o equipamento com características extras que não terão utilidade é, no mínimo, um desperdício de dinheiro. É também uma inutilidade a especificação do instrumento com características especiais, sem entendê-las e sem ajustar o controlador corretamente.

A maioria dos textos sobre controle considera o controlador ideal e teórico, com as três ações separadas, independentes e não interativas. Na prática da instrumentação, a situação não é tão simples assim. Pode se ter interação entre os modos de controle, nos domínios do tempo e da freqüência.

Sob o ponto de vista de construção, os controladores podem ter os modos de controle dispostos em série ou em paralelo.

2.1. Controlador Paralelo

O controlador paralelo computa os modos proporcional, integral e derivativo em paralelo. Os modos são não interativos no domínio do tempo, mas são interativos no domínio da frequência. O controlador paralelo é chamado de *ideal* e *não-interativo*, por Shinskey. O erro acumulado para o controlador paralelo é cerca da metade do correspondente ao controlador em série. Quando os tempos integral e derivativo são ajustados muito próximos, o controlador se torna extremamente sensível as variações do ganho e o período da malha irá se desviar.

Testes em um controlador paralelo em processo auto-regulante mostram que:

1. o período natural da malha aumentou de 16 para 55 segundos,
2. a banda proporcional variou de 10 a 100% , sem alteração do amortecimento de 4 para 1.
3. O tempo derivativo do controlador paralelo deve ser ajustado cerca de 25% do tempo integral .

O controlador paralelo é difícil de ser sintonizado e de se manter sintonizado e raramente é fabricado. Mesmo assim, a maioria da literatura técnica apresenta as equações e relações do controlador paralelo, pois elas são separadas e facilmente representadas.

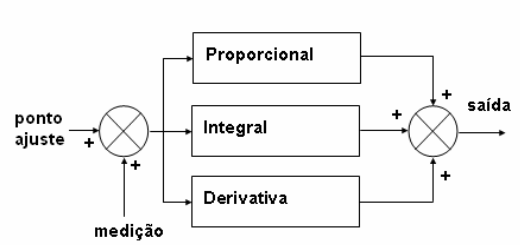


Fig. 4.6. Algoritmo paralelo (ideal)

2.2. Controlador Série

O controlador série computa o modo derivativo em série com os modos proporcional e integral. Os modos são interativos no domínio do tempo mas são não interativos no domínio da freqüência. O controlador série é chamado de *real* e *interativo* por Shinskey.

A maioria dos controladores industriais, analógicos e digitais, calcula inicialmente o modo derivativo, antes do integral, para reduzir o erro de pico.

O tempo derivativo equivalente do controlador paralelo não pode mais ser maior do que 1/4 do tempo integral, porque o tempo integral aumenta mais rápido que o tempo derivativo, quando o tempo integral do controlador série é aumentado.

Os ajustes dos modos do controlador paralelo equivalente podem ser calculados dos ajustes do controlador série, através das seguintes relações:

$$BP = I_c BP'$$

$$T_i = \frac{T'_i}{I_c}$$

$$T_d = I_c T'_d$$

onde

BP, T_i e T_d são os parâmetros do controlador paralelo,

BP', Ti' e Td' são os parâmetros do controlador série.

Ic é uma constante, definida como fator de integração e vale matematicamente:

$$I_c = \frac{T'_i}{(T'_i + T'_d)}$$

A banda proporcional e o tempo derivativo são menores e o tempo integral é maior para o controlador paralelo.

2.3. Controlador Analógico

Historicamente, até a década de 1970 foi usado principalmente o controlador analógico pneumático, até a década de 1980, o controlador analógico eletrônico e a partir da década de 1980, o controlador digital eletrônico.

O controlador analógico usa sinais contínuos para computar a saída do controlador. Testes feitos em controlador analógico industrial eletrônico revelaram os seguintes resultados:

1. a banda proporcional medida era de 0 a 25% maior que a marcação do dial,
2. o tempo integral medido era cerca de 100% maior que a marcação do dial,
3. o tempo derivativo marcado era cerca de 40 a 70% menor que a marcação do dial,
4. o tempo integral medido não se alterava com a variação do ajuste do tempo derivativo. [Teoricamente, para o controlador série, o tempo integral deveria aumentar com o aumento do tempo derivativo].
5. o tempo derivativo e a banda proporcional medidos obedeceram aproximadamente as equações teóricas, exceto que a variação medida foi menor que a calculada para os ajustes grandes do dial.
6. a saída do controlador medida mostrou um pico sempre que um ajuste derivativo de qualquer valor era feito.
7. [O algoritmo teórico do controlador série prevê somente um pico se o tempo derivativo fosse ajustado em valores maiores que 1/4 Ti]

2.4. Controlador Digital

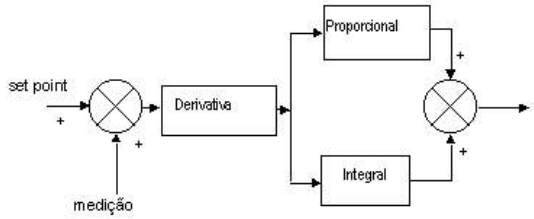
Hoje se vive em um mundo analógico cercado por um universo de tecnologia digital. O computador digital é usado de modo intensivo e extensivo na instrumentação, no controle digital distribuído, no controle lógico programado de processos repetitivos, no controle a realimentação negativa de uma única malha (*single loop*), em computação analógica de medição de vazão, na transmissão.

Embora o processo seja contínuo no tempo, o controlador digital existe em um mundo discreto porque ele tem conhecimento das saídas do processo somente em pontos discretos no tempo, quando são obtidos os valores de amostragem.

Em geral o controlador digital desempenha as seguintes tarefas:

1. obtém um valor amostrado da saída do processo,
2. calcula o erro entre a medida e o ponto de referência armazenado no computador,
3. computa o valor apropriado para a entrada manipulada do processo,
4. gera um sinal de saída para o elemento final de controle,
5. continua a mesma operação com a próxima variável controlada.

O tempo requerido para conseguir um novo nível da variável manipulada é tipicamente curto comparado com o tempo entre as amostragens. Portanto, pode-se assumir que a entrada para o processo é uma seqüência de valores constantes que variam instantaneamente no início de cada período de amostragem.



(a) Ação derivativa aplicado ao erro

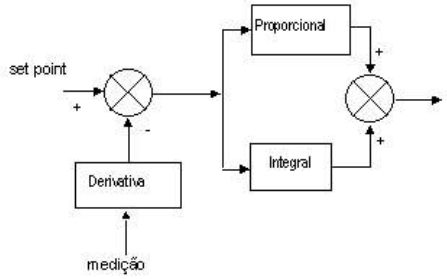


Fig. 4.7. Controlador série (real)

Deve-se ter um algoritmo de controle para o calculo dos valores das variáveis manipuladas. O prosaico algoritmo PID é ainda utilizado.

Esta operação discreta é repetitiva e o período é chamado de *sample* e *hold*.

A grande desvantagem do controlador digital é a introdução de vários tipos de tempo morto: devido ao tempo de amostragem, a computação matemática, a filtragem analógica das harmônicas da freqüência de amostragem e a caracterização do modo derivativo. Por causa deste tempo morto adicional, o controlador digital não pode ser usado indiscriminadamente em malha de controle de processo crítico e rápido, como para o controle de *surge* de compressor ou controle de pressão de forno em faixa estreita.

Outra desvantagem do controle analógico ser feito por um controlador digital é o recebimento da amostragem. O recebimento dos dados de modo discreto é considerado um distúrbio para a ação derivativa, que poderá desestabilizar a malha, gerando os impulsos na entrada (positivo) e saída da amostra (negativo). Assim, deve-se evitar o uso da ação derivativa em controlador digital ou então pagar caro pelos complexos algoritmos desenvolvidos para resolver este problema.

Por outro lado, o controlador digital aumentou a capacidade de computação para o controle e para a caracterização das ações de controle, sendo adequado para estratégias de controle avançadas, como o controle preditivo antecipatório.

Tipicamente, o controlador digital é superior ao analógico, em precisão e resolução dos ajustes dos modos de controle, na precisão da computação adicional, como na linearização e caracterização de sinal, mais flexível em função da programação e da comunicação.

Porém, o aumento da flexibilidade resulta em um aumento da responsabilidade do instrumentista, desde que maior leque de escolha implica em maior probabilidade de cometer erros.

O controlador digital usa sinais discretos (*sample* e *hold*) para computar a saída do controlador. Geralmente, o controlador digital é baseado em microprocessador. O controlador digital emula o algoritmo analógico P + I + D.

3. Controladores Pneumáticos

Serão mostrados os diferentes circuitos dos controladores pneumáticos, mesmo que atualmente eles sejam pouco utilizados, isto é mais claro para quem tem pouca familiaridade com os circuitos eletrônicos, que serão mostrados depois.

3.1. Controlador Liga-Desliga

O controlador liga-desliga é instável, por construção, pois não possui o circuito de realimentação negativa, para diminuir seu ganho, que é, teoricamente, infinito. A sua construção é a mais simples possível e o controlador pneumático consiste de:

1. fole de medição
2. fole de ponto de ajuste
3. conjunto bico-palheta

Como não se precisa estabilizar o sistema, não se usa o fole de realimentação negativa. O controlador liga-desliga também pode ser obtido a partir do controlador proporcional, retirando-se a sua realimentação negativa.

A saída do controlador pneumático liga-desliga é igual a 0 kPa ou 120 kPa, que é o valor da alimentação. O elemento final de controle acionado por um controlador liga-desliga está em uma das duas condições possíveis: ou totalmente fechado ou totalmente aberto. Como conseqüência, a saída do controlador liga-desliga e a variável controlada estão oscilando continuamente, com amplitude constante. Diz-se que o ganho total da malha é igual a um ou o ganho do controlador é infinito ou ainda, que a sua banda proporcional é zero.

Um controlador liga-desliga pode ser substituído, por questão de economia, por uma chave automática, que irá fechar ou abrir em função da variável atingir um valor ajustado previamente.

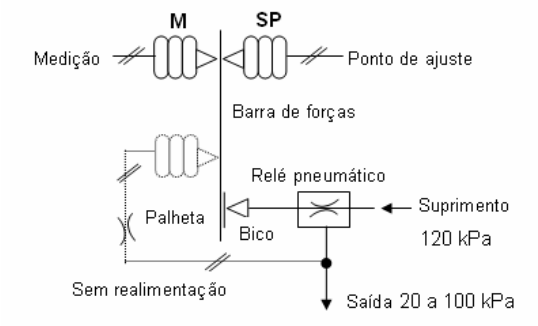


Fig. 4.8. Controlador liga-desliga pneumático

3.2. Controlador de Intervalo Diferencial

O controlador liga-desliga pode sofrer pequenas modificações que melhoram o desempenho do circuito convencional.

O controlador de intervalo diferencial ou de *gap* é análogo ao liga-desliga, porém, em vez de ter um único ponto de referência, possui dois pontos de atuação: um para ligar o elemento e outro para desligar. Entre os dois pontos há um intervalo ou gap.

O principal objetivo do controle de intervalo diferencial é evitar as operações freqüentes de partida e parada do operador final. A amplitude de oscilação é aumentada, porém, a frequência de oscilação é melhorada e o elemento final de controle é acionado um menor número de vezes.

A principal aplicação do controle de intervalo diferencial é em sistema de medição de nível, quando não se quer o controle exato do nível, mas se deseja apenas evitar que o tanque vaze ou fique vazio. O motor da bomba de enchimento é ligado no nível mínimo e desligado no nível máximo. Entre os dois níveis o motor permanece numa situação estável: ligado quando estiver subindo e desligado quando estiver descendo. Desse modo o motor da bomba é ligado poucas vezes.

3.3. Controlador Proporcional

Para se entender os princípios básicos, será visto aqui o circuito básico do controlador proporcional. Por simplicidade e por exigir menos pré-requisitos, será mostrado primeiro o esquema simplificado do controlador pneumático.

Será admitido que seja sabido o funcionamento do conjunto bico-palheta-relé pneumático. O conjunto bico-palheta gera um sinal pneumático padrão de 20 a 100 kPa, proporcional a distância relativa entre o bico que sopra e a palheta que obstrui. O bico é alimentado pela alimentação pneumática de 120 kPa. O relê serve para amplificar pneumaticamente a pressão e o volume de ar comprimido. Os foles pneumáticos exercem forças que são proporcionais aos sinais de pressão recebidos. Assim, quando se falar do fole de medição, pode se estar referindo indistintamente ao valor da medição, a pressão exercida no fole, ou na força exercida pelo fole. Foi considerado o sistema a balanço de forças, quando poderia ter sido escolhido o de balanço de movimentos.

O circuito básico do controlador pneumático com ação proporcional é constituído dos seguintes elementos:

1. fole de medição, que recebe o sinal da medição da variável do processo
2. fole de ponto de ajuste, estabelecido manualmente ou de modo remoto. Esse fole sempre está em oposição ao fole de medição, a fim de que seja detectado o erro ou o desvio entre ambos os valores.
3. conjunto bico-palheta-relé, para gerar o sinal de saída do controlador. (A alimentação pneumática de 120 kPa é aplicada ao bico, através do relê pneumático.)
4. fole proporcional ou fole de realimentação negativa, que recebe o sinal de saída do relê, que é a própria saída do controlador. A finalidade do fole proporcional é a de estabilizar o sistema em uma posição intermediária. A realimentação negativa é a responsável pela estabilidade do sistema.
5. mola, usada para contrabalançar a força do fole proporcional. Normalmente a mola é ajustada para prover a polarização do controlador. Ela é ajustada para o controlador produzir uma saída de 60 kPa, quando o erro for igual a zero.
6. o fulcro ou ponto em torno do qual as forças se equilibram. O deslocamento desse ponto em torno da barra de forças é que estabelece o valor da banda proporcional do controlador. Quanto mais próximo o ponto estiver dos foles medição-ponto de ajuste, mais larga é a banda proporcional, menor é o ganho e menos sensível é o controlador. Quando mais próximo estiver o ponto de apoio do fole proporcional + mola, mais estreita é a banda proporcional, maior é o ganho e mais sensível é o controlador.

No caso extremo do fulcro estar no ponto de contato dos foles de medição e de ponto de ajuste, o controlado não responde a nenhuma variação; não há controle. Quando o fulcro coincidir com o fole proporcional e a mola, não há realimentação negativa, o sistema é instável e o controlador é liga-desliga, a ser visto depois.

O fole proporcional é um dispositivo que fornece a realimentação negativa ao controlador antes que a medição o faça, através do processo. A realimentação interna do controlador é mais rápida que a realimentação externa do processo. O fole proporcional dosa a correção do controlador, evitando uma correção exagerada para uma determinada variação do processo. Se

houvesse apenas a realimentação externa, provida pela medição do processo, a correção seria muito demorada e sempre haveria sobrepico de correção.

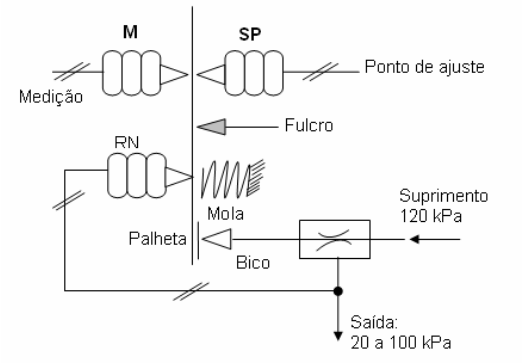


Fig. 4.9. Controlador pneumático proporcional

Enquanto houver erro entre a medição e o ponto de ajuste, os seus foles tem pressões diferentes, o fole de realimentação atua. Quando a medição fica igual ao ponto de ajuste a saída do controlador se estabiliza. Quando aparece algum erro, a saída do controlador irá também variar, para corrigir o erro. Desse modo, como a saída do controlador está realimentada ao fole proporcional, o fole irá atuar até conseguir uma nova estabilização entre a medição o ponto de ajuste. Porém, desde que a medição se afastou do ponto de ajuste, ele volta a ficar igual ao ponto de ajuste, porém, não igual ao valor anterior ajustado.

O controlador pneumático proporcional possui os três foles: de medição, de ponto de ajuste e de realimentação negativa. Para completar o balanço das forças exercidas por estes foles é introduzida uma quarta força fixa, exercida por uma mola, geralmente ajustada para fornecer uma força equivalente a pressão de 60 kPa (50% de 20 a 100 kPa). Como a força da mola é fixa, só existe um ponto para a medição ser igual ao ponto de ajuste, que é exatamente o ponto correspondente a 60 kPa. Em todos os outros pontos, o controlador consegue estabilizar o processo, porém com a medição diferente do ponto de ajuste. Este é o modo físico de mostrar porque o controlador proporcional não consegue eliminar o desvio permanente entre medição e ponto de ajuste, exceto quando ambos são iguais a 60 kPa.

3.4. Controlador Proporcional Integral

Raramente se utiliza a ação integral isolada. Em compensação, o controlador com as duas ações, proporcional e integral, é utilizado em cerca de 70% das malhas de controle de processo.

O controlador proporcional mais integral possui as duas ações independentes e com objetivos diferentes e complementares:

1. a ação proporcional é estática e serve para estabilizar o processo. Porém a ação isolada é insuficiente para manter a medição igual ao ponto de ajuste e deixa um desvio permanente.
2. 2.a ação integral é dinâmica e serve para eliminar o desvio permanente deixado pela ação proporcional. A ação integral é uma correção adicional e atua depois da ação proporcional.

No controlador pneumático proporcional e integral, acrescenta se um fole junto a mola. Em vez de se ter uma força fixa, tem se uma força variável, que pode equilibrar as forças proporcionais às pressões da medição, do ponto de ajuste e da realimentação negativa.

O controlador pneumático P + I possui os seguintes componentes :

1. o fole de medição,
2. o fole de ponto de ajuste, em oposição ao fole de medição,
3. fole de realimentação negativa ou fole proporcional,
4. fole integral, que se superpõe à mola e em oposição ao fole de realimentação. Ele também recebe a realimentação da saída do controlador, atrasada e em oposição ao fole proporcional. A realimentação positiva da saída do controlador ao fole integral é feita através de uma restrição pneumática. O objetivo desta restrição ajustável é o de atrasar o sinal realimentado, determinando a ação integral. Ela pode ficar totalmente fechada, de modo que ela corta a realimentação e elimina a ação integral ou totalmente aberta, quando não produz nenhuma restrição, nenhum atraso e a ação integral é a máxima possível.

Na prática, o circuito pneumático completo da unidade integral possui o fole, o tanque integral e a restrição. Aqui, por simplicidade, supõe-se que o próprio fole integral possui uma capacidade suficiente.

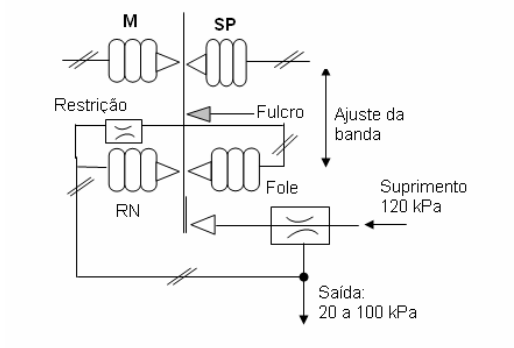


Fig. 4.10. Controlador PI pneumático

O controlador proporcional mais integral possui duas realimentações da sua saída:

1. a realimentação negativa, aplicada diretamente ao fole proporcional,
2. a realimentação positiva, aplicada ao fole integral através de uma restrição pneumática ajustável.

Com a restrição numa posição intermediária, as pressões do fole proporcional e do fole integral não podem ser simultâneas. A ação proporcional é imediata e a ação integral é atrasada; imediatamente após o aparecimento do erro há a realimentação negativa e depois de um intervalo ajustável, atrasada, há a realimentação positiva.

Quando o processo se estabiliza, tem-se o circuito do controlador equilibrado: a força da medição é igual a do ponto de ajuste e a força do fole proporcional é igual a do integral. Quando aparece um distúrbio no processo e a medição se afasta do ponto de ajuste, o controlador P + I faz uma correção proporcional ao erro, imediatamente. Esta atuação deixa um desvio entre a medição e o ponto de ajuste. Logo depois da ação proporcional e enquanto persistir alguma diferença entre a medição e o ponto de ajuste, a ação integral irá atuar, até que a medição fique novamente igual ao ponto de ajuste. A ação integral irá atuar no processo até que se tenha novamente outro equilíbrio entre a medição e o ponto de ajuste.

3.5. Controlador Proporcional + Derivativo

No controlador pneumático proporcional e derivativo, acrescenta se uma restrição no circuito de realimentação negativa. Em vez de se ter uma realimentação instantânea, tem-se uma realimentação com um atraso ajustável.

O controlador proporcional mais derivativo possui o seguinte desempenho:

1. a ação proporcional estabiliza estaticamente o processo, corrigindo os erros proporcionalmente as suas amplitudes,
2. a ação derivativa adiciona uma componente corretiva, para cuidar principalmente dos erros com variação rápida.

Note se que o controlador P + D deixa o desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste. A ação derivativa é incapaz de corrigir o desvio permanente, pois ele é constante com o tempo.

O circuito do controlador proporcional mais derivativo é constituído de:

1. o fole de medição,
2. o fole de ponto de ajuste, em oposição ao fole de medição,
3. o fole proporcional, sendo realimentado negativamente da saída e através da
4. restrição derivativa.

Na prática, o circuito pneumático completo da unidade derivativa possui o fole, o tanque derivativo e a restrição. Aqui, por simplicidade, supõe-se que o próprio fole integral possui uma capacidade suficiente.

O objetivo da restrição é o de atrasar a realimentação negativa. Como a realimentação negativa atrasa a resposta do controlador, atrasar o atraso equivale a adiantar a resposta, para os desvios rápidos do processo lento. Por esse motivo a ação derivativa é também chamada de ação antecipatória:

O controlador proporcional mais derivativo possui o seguinte funcionamento:

1. imediatamente após a variação rápida do processo não há realimentação negativa, pois há uma restrição pneumática. O controlador se comporta como um controlador liga-desliga, ou com uma banda proporcional muito estreita,
2. com o passar do tempo, a realimentação negativa vai se processando e pressurizando o fole proporcional e tornando o controlador estável.
3. quando a variação do processo é muito lenta, praticamente a ação derivativa não atua, pois lentamente também está havendo a realimentação negativa.

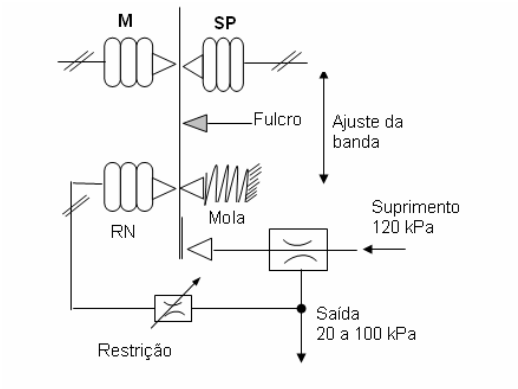


Fig. 4.11. Controlador PD pneumático

Desse modo, quanto mais brusca for a variação na medição, menor será a ação imediata da realimentação negativa e mais ação corretiva será transmitida a válvula, pela ação derivativa.

Quando se coloca o circuito derivativo no elo da realimentação negativa do fole proporcional há alguns inconvenientes:

1. há a interação entre os modos proporcional e derivativo. Quando o controlador possui o modo integral, a ação derivativa interfere também no modo integral.
2. a ação derivativa segue a ação proporcional
3. a ação derivativa modifica a saída do controlador quando há variação do ponto de ajuste, provocado pelo operador. Se esta variação for muito rápida, e geralmente o é, a saída do controlador produz um pico, podendo fazer o processo oscilar.

A solução prática para eliminar esses problemas é colocar o circuito derivativo antes das ações proporcional e integral e atuando apenas na medição.

3.6. Proporcional, Integral e Derivativo

O controlador proporcional mais integral mais derivativo possui as três ações de controle e é o mais completo possível. Repetindo os objetivos das ações:

1. a ação proporcional estabiliza o processo, provocando uma correção proporcional ao valor do erro, instantaneamente,
2. a integral é uma ação auxiliar que elimina o desvio permanente, produzindo uma correção proporcional à duração do erro, depois da ação proporcional,
3. a derivativa é uma ação adicional que apressa a correção, gerando uma ação proporcional à velocidade da variação do erro, antes da ação proporcional.

Matematicamente tem-se:

$$s = s_0 + Ke + \frac{1}{T_i}\int edt + T_d \frac{de}{dt}$$

ou, no caso prático onde a ação derivativa só atua na medição m da variável,

$$s = s_0 + Ke + \frac{1}{T_i}\int edt + T_d \frac{dm}{dt}$$

O modo proporcional é o modo básico e é sempre utilizado nos controladores analógicos. Ele é o principal responsável pela estabilidade do processo.

O modo integral deve ser usado para eliminar o desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste. Ele deve ser evitado quando há possibilidade de saturação. Ou, o que é mais inteligente, devem ser tomados cuidados especiais para se evitar que a ação integral leve o controlador para a saturação.

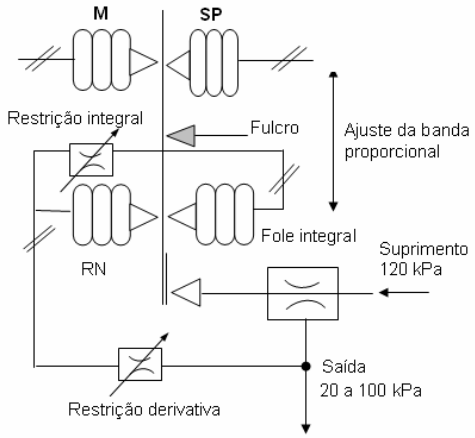


Fig. 4.12. Controlador PID pneumático

O modo derivativo de ser usado em processos com grande inércia e que sofrem variações bruscas, que seriam vagarosamente corrigidas, em o modo derivativo. Porém, a ação derivativa deve ser em processos com muito ruído, que são pequenas e numerosas

variações bruscas. A ação derivativa iria amplificar esses ruídos, tornando o desempenho do controle do processo prejudicado.

O modo proporcional desempenha uma realimentação negativa no interior do controlador, tornando-o mais estável. A ação integral executa uma realimentação positiva, se opondo a ação proporcional. A ação derivativa, geralmente separada e anterior as outras duas ações, retarda a realimentação negativa, apressando a correção.

Fig. 4.13. Controlador pneumático

4. Controladores Eletrônicos

A seguir serão mostrados os circuitos dos controladores analógicos eletrônicos, baseados em amplificadores operacionais (amp op). Estes circuitos são mais abstratos e difíceis de entender que os pneumáticos, mostrados anteriormente, para quem não tem uma base de Eletrônica.

4.1. Controlador Liga-Desliga

A saída do controlador liga-desliga está totalmente ligada ou totalmente desligada. Isto causa o atuador aplicar toda a potência ou nenhuma potência ao processo. Exemplos de controle liga-desliga são: refrigeração da geladeira, condicionador de ar residencial.

Para ser prático, o controlador liga-desliga tem uma banda morta ou histerese.

Quando o erro tem um grande valor negativo, a variável de processo é muito maior que o ponto de ajuste e o controlador esta desligado. Isto corresponde a um ambiente muito quente. Somente após o erro atingir um valor positivo (a-->b-->c), então o controlador chaveia a saída para 100%. Esta condição ligada continua enquanto houver qualquer erro positivo (valor real agora abaixo do valor desejado). Isto corresponde as ambiente ficando cada vez mais frio e o aquecedor se liga. Mesmo quando o erro cai abaixo de zero, ponto f, o controlador não se desliga imediatamente. Por causa da banda morta, a saída do controlador irá desligar somente após o erro cair abaixo de determinado erro negativo (vai de g para b)

Com tal banda morta, o erro nunca pode ser mantido a zero. Em um mínimo, o erro flutua entre + ou - E, quando o controle saída entre totalmente desligado para totalmente ligado, de ligado, desligado, ligado, desligado,...

Para minimizar este erro residual (distancia entre + E e - E) deve se diminuir a banda morta. Porém, sem a banda morta, uma pequena diminuição da PV faz o erro ficar positivo, fazendo o controlador ligar. Para processo com baixa capacidade de armazenar energia (inércia), isto poderia aumentar o PV. Qualquer pequeno aumento no PV torna o erro negativo, imediatamente fazendo o controlador desligar. Outro pequeno distúrbio, diminui PV, faz o ciclo recomeçar. A saída irá oscilar rapidamente, de modo que o atuador final será atuado com muita frequência, podendo se danificar rapidamente.

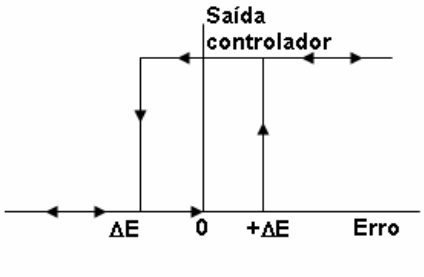


Fig. 4.14. Curva de transferência do controlador liga-desliga mostrando histerese

A banda morta diminui. A histerese ou a banda morta é necessária para evitar uma oscilação de alta frequência.

Deve se haver uma escolha da banda morta para ter um compromisso entre a amplitude do erro e a frequência de oscilação. Um controlador eletrônico é mostrado.

O amp op U1 é o amplificador de erro, diferencial. Sua saída é o sinal de erro e aciona a entrada de U2. O amp op U2 é comparador com histerese.

U2 não é um amplificador, pois a realimentação é feita para a entrada não inversa.

Quando o Verro é negativo, U2 vai para a saturação positiva (+V).

Os resistores R1 e R2 dividem a tensão de saturação, produzindo uma tensão de referência positiva.

Somente a saturação da saída fica negativa, a tensão de referência (terminal 3 de U2) é chaveada para uma tensão de referência negativa (-), com .

O erro agora deve se tornar mais negativo do que esta tensão negativa de referência antes de U2 chavear de novo para a tensão de referência positiva.

Assim, U2 produz a banda morta ou histerese

O amp op U3 inverte os níveis de U2. O diodo zener na saída restringe a tensão. Muita vezes, somente a saída positiva é permitida. Quando a saída tende a ficar saturada negativa, o zener irá conduzir e a saída fica em -0,6V.

Os controladores das **Fig.** 4.12 e **Fig.** 4.13 são de ação inversa. A saída se move no sentido oposto a variável do processo. Quando a medição aumenta, a saída do controlador diminui e quando a medição diminui, a saída aumenta. Isto é típico em aplicações de sistema com controle de aquecimento. Quando a temperatura cai, o aquecedor fica ligado. Se a temperatura sobe muito, o controlador desliga.

Refrigeração requer controlador de ação direta. Em um controlador direto, a medição e a saída do controlador variam no mesmo sentido. Quando a temperatura aumenta, a saída do controlador aumenta, ligando o compressor. O abaixamento da temperatura gás a saída do controlador cair, desligando o compressor refrigerante.

O controlador da Fig. 4 pode ser convertido de ação inversa para direta, invertendo as entradas do comparador U3. É fundamental definir a ação do controlador, direta ou inversa, no projeto do sistema.

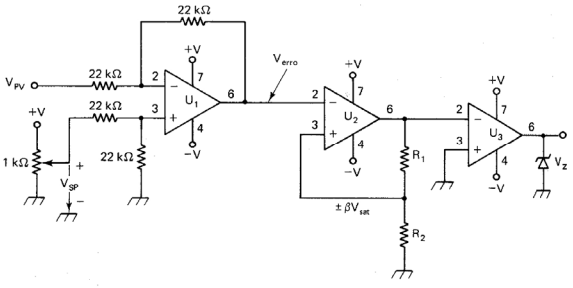


Fig. 4.14. Controlador liga-desliga

4.2. Controlador Proporcional

A resposta tudo-ou-nada do controlador liga-desliga é adequado para sistemas lentos com grande inércia, quando se pode tolerar algum erro apreciável. Nos outros casos, se quer uma região linear de controle, fornecida por um controlador proporcional.

Como no controlador liga-desliga, um grande erro negativo faz o controlador proporcional ir para um ponto totalmente fechada (ponto a). Grande erro positivo manda. a saída para totalmente aberto (ponto a), como controlador de duas posições.

Porém em vez de uma banda morta, o controlador possui uma banda proporcional.

A banda proporcional é a região onde o controlador responde linearmente. (pontos b e c). Pequenas variações de erro, em torno do zero, causam variações proporcionais na saída do controlador. Isto dá um controle mais eficiente e mais fino.

O controlador proporcional é descrito principalmente por sua banda proporcional. A banda proporcional é a variação no erro (como percentagem do erro total) que fará a saída ir do 0% para 100%

O esquema de um controlador proporcional é dado na **Fig**. 4.15. O amp op U1 produz o sinal de erro a partir de Vsp e Vpv. O amp op U2 fornece a banda proporcional ou a banda proporcional. U3 é simplesmente um inversor para compensar a inversão dada por U2. O diodo zener limita a saída positiva (V3) e negativa (-0,6).

A equação do circuito é:

$$V_o = \frac{R_f}{R_i} V_{erro} + \frac{R_f}{R_{os}} V_{os}$$

Geralmente, Rf = Ros, de modo que

$$V_o = \frac{R_f}{R_i} V_{erro} + V_{os}$$

Com erro zero,
Verro = 0, e Rf = Ros

Vout = Vos

Pode se variar Vos para garantir saída para erro zero. Geralmente, este valor é registrado em 50%do fundo de escala de saída.

A inclinação da curva de transferência é determinada pelo ganho (ou banda proporcional), dado pela relação.

$$m = \frac{R_f}{R_i}$$

Se o eixo é escalonado em volts,

$$m = \frac{R_f}{R_i} = \frac{V_{oFS}}{\%BP \times V_{erroFS}}$$

Matematicamente, a saída do controlador pode ser escrita como:

$$V_o = K_P V_{erro}$$

onde
Vout - saída do controlador
Kp - ganho do controlador
Verro - erro

A função de transferência do controlador proporcional é:

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = K_P$$

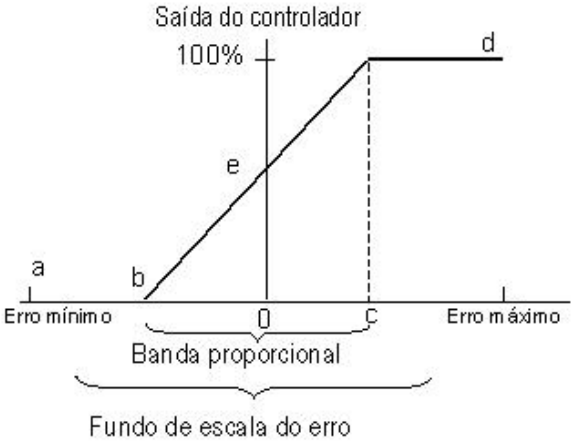


Fig.4.1. Saída do controlador proporcional

O controlador proporcional pode ter ação direta ou inversa. Com a ação inversa, um aumento da variável de processo provoca uma diminuição na sua saída.

O amp op U3 é responsável pela inversão desta ação. O controlador com ação direta não possui o amp op U3. A saída se move em fase com a variável.

Para uma ação direta, a curva (erro x saída) do controlador proporcional tem inclinação negativa.

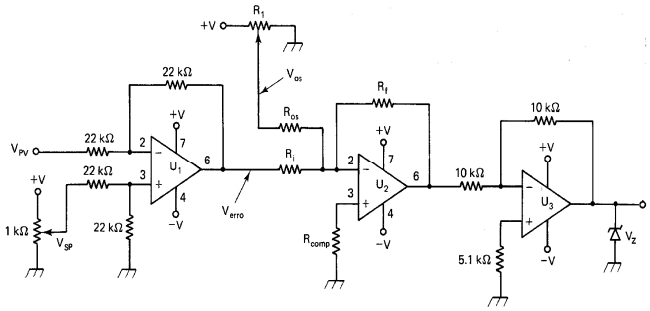


Fig. 4.16. Circuito do controlador proporcional

4.3. Controlador Proporcional Integral

Para eliminar o erro residual, a resposta do controlador deve ser alterada. A saída do controlador proporcional era proporcional ao erro do sistema. O controlador integral tem uma saída cuja taxa de variação é proporcional ao erro. Enquanto houver erro, a saída continua variando. Quando o erro fica zero, a saída do controlador integral fica constante. É mantida a saída que foi necessária para eliminar todo o erro.

4.4. Controlador Integral

A taxa de variação da saída de um controlador integral é proporcional ao erro. Matematicamente,

$$\frac{dv_o}{dt} = K_I v_{erro}$$

onde

v_o - saída do controlador

K_I - constante de integração

v_{erro} - erro

Quando há um grande erro, a saída do controlador varia rapidamente para corrigir o erro. Quando o erro vai diminuindo, a saída do controlador varia mais lentamente. Isto minimiza a correção excessiva. Enquanto houver qualquer erro, a saída do controlador continua a variar. Assim que o erro é eliminado, a variação da saída do controlador também vai para zero. Isto significa que o controlador mantém a saída que eliminou o erro.

Um grande erro, faz a saída variar rapidamente. A diminuição do erro faz a saída

variar mais lentamente. Quando o erro desaparece, a saída fica constante.

$$\frac{dv_o}{dt} = K_I v_{erro}$$

Como conseqüência,

$$v_o = K_I \int v_{erro} dt + V_o$$

onde Vo é o desvio permanente inicial do controlador.

A transformada de Laplace dá

$$V_o = \frac{K_I V_{erro}}{s}$$

e a função de transferência vale:

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = \frac{K_I}{s}$$

A **Fig.** 4.18 é o esquema simplificado de um amp op integrador. Por causa da realimentação negativa capacitiva, a entrada inversora é mantida no terra virtual. A tensão de entrada então faz circular a corrente de entrada em Ri.

No amp op integrador a corrente i vale

$$i = \frac{V_i}{R_i}$$

Esta corrente que passa por também passará pelo capacitor, pois a impedância de entrada do amp op é infinita. A relação corrente/tensão no capacitor vale:

$$\frac{dv_C}{dt} = -\frac{i}{C_i}$$

ou

$$v_C = -\frac{i}{C_i} \int i dt + V_o$$

$$v_C = -\frac{1}{R_i C_i} \int v_i dt + V_o$$

logo

$$K_I = -\frac{1}{R_i C_i}$$

onde

K_I é a constante de integração (unidade é inverso de segundo) e

RiCi é o tempo de integração (unidade é segundo).

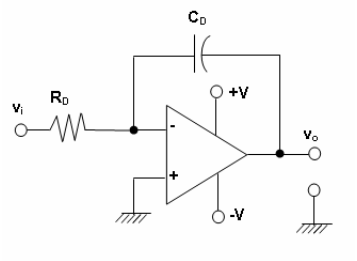


Fig. 4.18. Amp op integrador

O esquema completo de um controlador integral é dado na **Fig.** 4.19. O amp op U1 produz o sinal de erro. O integrador é U2. Para erro positivo, sua saída será negativa (observe o sinal negativo na eq. 5.13). Este sinal de controle negativo é invertido e limitado por U3 e o diodo zener. O resistor R_{comp} permite que a corrente de polarização bypasse Ci. Sem R_{comp}, as correntes de polarização genéricas seriam grandes e carregariam Ci, mesmo com a tensão de erro zero. Isto faz a saída de U2 aumentar lentamente até ficar saturada. Selecione

$$R_{comp} > 10\ R_i$$

se a saída de U2 aumenta com V_{erro} = zero.

O erro zero significa que há tensão zero em cada lado de Ri. Erro zero significa que não há corrente fluindo através de Ri. Assim, idealmente, Ci não pode se carregar e nem se descarregar. Ci é mantido em sua tensão. Porém, quando se adiciona R_{comp} para impedir que as correntes de polarização carreguem Ci, o capacitor Ci pode se descarregar lentamente através de R_{comp}. Com erro zero, então, a saída irá cair lentamente em vez de ficar constante, pois Ci descarrega através de R_{comp}. Deve haver um compromisso: sem R_{comp} ou com R_{comp} muito grande tem-se correntes de polarização carregando Ci; R_{comp} muito pequena permite Ci se descarregar em vez de manter constante sua tensão. Escolhendo U2 com uma corrente de polarização muito pequena é uma solução. Amp op a FET ou CMOS possui correntes de polarização da ordem de picoampere (10^{-12} A) ou menos. Assim, a solução é usar um amp op a FET ou CMOS para U2 e sem R_{comp}.

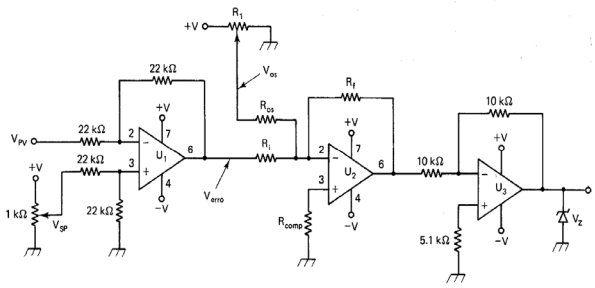


Fig. 4.19. Controlador integral

Uma segunda característica não ideal também atrapalha a estabilidade do integrador U2. Todos os capacitores possuem uma resistência de vazamento. O capacitor é equivalente a um resistor em paralelo com as suas placas. Assim, alguma carga armazenada no capacitor irá descarregar lentamente através da resistência de vazamento. Na realidade, o capacitor está fornecendo a R_{comp}. Para capacitores eletrolíticos de alumínio a constante de tempo $CR_{vazamento}$ é de alguns segundos. Porém, capacitores de teflon, filme (polipropileno, polistireno, poletileno e policarbonato) possuem constante de tempo formada pela resistência de vazamento de tipicamente 1 Ms. Deve-se sempre especificar um capacitor de baixa corrente de vazamento.

Em resumo, um controlador integral continua a variar sua saída até que o erro vai para zero. A integração é realizada por um amp op com um capacitor na realimentação negativa. Deve-se controlar as correntes de polarização cuidadosamente ou compensa-las. Deve-se, também, selecionar o tipo de capacitor apropriado, para evitar sua auto descarga.

4.5. Controlador Proporcional Integral

O controlador integral puro tem uma resposta a transiente muito ruim. O erro deve produzir uma entrada tipo degrau no controlador integral. Ele irá responder através de uma rampa começando do zero. Um controlador proporcional responde a um erro degrau com um outro degrau proporcional. Porém, o controlador integral continua a variar sua saída até que todo o erro permanente seja eliminado. Um controlador proporcional não pode eliminar totalmente o erro. O controlador proporcional-integral é um esforço para combinar as vantagens de ambos os controladores: boa resposta transiente do proporcional e eliminação do erro do integral.

Um controlador propocional-integral paralelo é mostrado na fig. 4.18. O amp op U1 é o amplificador de erro, realizando o cálculo

$$v_{erro} = v_{SP} - v_{PV}$$

Este erro é aplicado aos controladores proporcional e integral. No controlador proporcional, U2, o erro recebe um ganho.

$$K_P = \frac{R_2}{R_1}$$

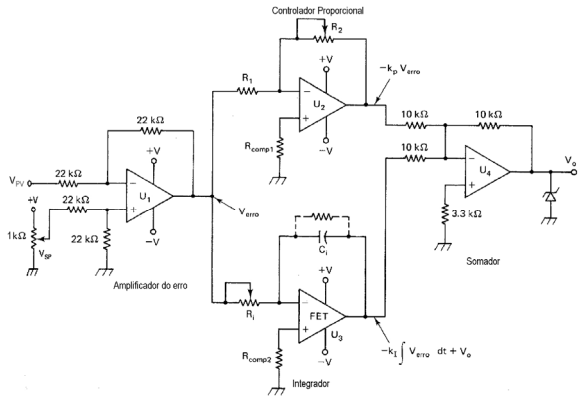


Fig. 4.20. Controlador Proporcional Integral Paralelo

O controlador integral toma a integral do erro, dando:

$$v = -K_I \int v_{erro} dt + V_o$$

onde

$$K_I = \frac{1}{R_i C_i}$$

Estes dois sinais são combinados por U4, um somador inversor, que dá uma saída total:

$$v_o = K_P v_{erro} + K_I \int v_{erro} dt + V_o$$

No domínio de Laplace isto torna

$$V_o = K_P V_{erro} + \frac{K_I V_{erro}}{s}$$

A função transferência para o circuito na Fig. 4.20 é então:

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = K_P + \frac{K_I}{s}$$

ou

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = \frac{K_P s + K_I}{s}$$

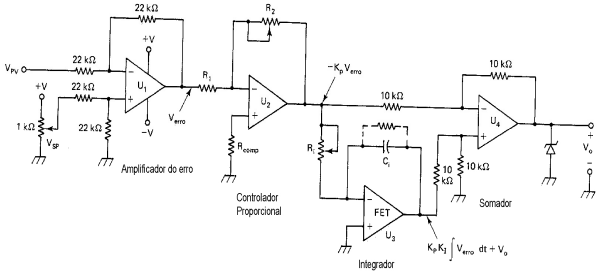


Fig. 4.21. Controlador PI Série

O controlador proporcional-integral série é mostrado na **Fig.** 4.21. O amp op U1 é o amplificador de erro, realizando o cálculo:

$v_{erro} = v_{SP} - v_{PV}$

Este erro é a entrada do controlador proporcional, U2. Realmente, é somente um amplificador inversor. Seu ganho é a constante de proporcionalidade, KP:

$$K_P = \frac{R_2}{R_1}$$

Duas coisas devem ser notadas. A saída de U2 é invertida. Este controlador proporcional não tem desvio permanente.

A entrada para o integrador U3 é a saída do controlador proporcional, $-K_P V_{erro}$. De acordo com a eq. 5.13,

$$v = -\frac{1}{R_i C_i}\int v_i dt + V_o$$

ou

$$v = -K_I \int v_i dt + V_o$$

Substituindo vin = -KP Verro na eq. 5.15 dá

$$v = -K_I \int (-K_P v_{erro})dt + V_o$$

$$v = K_P K_I \int v_{erro} dt + V_o$$

O somador U4 é realmente um amplificador diferencial,

$$v_o = K_P v_{erro} + K_P K_I \int v_{erro} dt + v_o$$

A transformada de Laplace da eq. 5.16 é

$$V_o = K_P V_{erro} + \frac{K_P K_I}{s} V_{erro}$$

A função de transferência:

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = \frac{K_P s + K_I}{s}$$

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = K_P \frac{T_i s + 1}{T_i s}$$

onde

$$T_i = \frac{1}{K_I} = R_i C_i$$

$$K_P = \frac{R_2}{R_1}$$

Os engenheiros de projeto de controle especificam o controlador em termos de sua função de transferência, eq. 5.18.

Geralmente, a constante de integração KI é dada em termos de repetições por minuto. KI tem unidade de inverso de segundo (por segundo). Para converter isto para repetições por minuto deve-se multiplicar por 60 s/min.

O significado elétrico de KI é ilustrado na Fig. 4.20. No tempo t1 há uma erro degrau que faz a parte proporcional do controlador gerar um degrau. Assumindo que o erro permanece constante, a parte integral do controlador irá agora fazer a saída rampear para cima. A inclinação da rampa é determinada por KI. Com uma constante de integração de 1 repetição por minuto, em 1 minuto a rampa irá levar a saída para a mesma quantidade que a parte proporcional o fez. Isto é mostrado na **Fig.** 4.22a. Na **Fig.** 4.22b, a parte integral do

controlador faz a rampa que triplica a saída produzida pelo controlador proporcional. Isto é causada por uma constante de integração de 3 repetições por minuto.

A operação do circuito pode ser melhor analisada examinando-se sua resposta a vários degraus em V_{PV} (variável do processo).

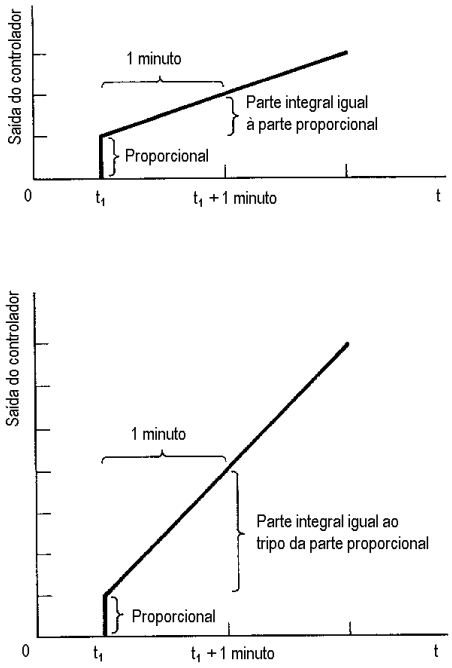


Fig. 4.22 Constante integral para 1 e 3 repetições por minuto

4.6. Controlador Derivativo e a Três Modos (PID)

O controlador proporcional-integral remove todo erro permanente. Em muitos sistemas, a parte proporcional fornece resposta suficientemente rápida para degraus no erro. Porém, em processos com grande inércia necessitam de alguma forma de rapidez adicional para responder um degrau de erro. É necessário superar a inércia, fornecendo uma resposta muito mais rápida aos degraus de erro do que o controlador proporcional pode dar.

Esta correção da inércia é fornecida pelo controlador derivativo. Combinando um controlador derivativo com um proporcional-integral obtém o controlador padrão industrial de três modos ou o controlador PID.

4.7. Controlador Derivativo

A saída do controlador derivativo é proporcional à taxa de variação do erro:

$$v_o = K_D \frac{dv_{erro}}{dt}$$

A transformada de Laplace da eq. 5.19 dá

$$V_o = K_D s V_{erro}$$

para a função de transferência:

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = K_D s$$

A Fig. 4.23. ilustra a resposta de um controlador derivativo. Um degrau no erro, no tempo a, tem uma inclinação aproximadamente infinita, dv_{erro}/dt. Isto leva a saída do controlador para a saturação. Entre os tempos a e b, b e c, e e f, o erro é constante, embora diferente de zero. A derivada ou inclinação do erro é zero, de modo que a saída do controlador durante estes intervalos é também zero. Um aumento constante no erro tem uma inclinação constante, produzindo uma saída constante (tempo c a d). Aumentando a inclinação do erro aumenta a magnitude da saída (tempo d a e). Um aumento no erro tem uma inclinação negativa, que produz uma saída negativa (tempo f a g).

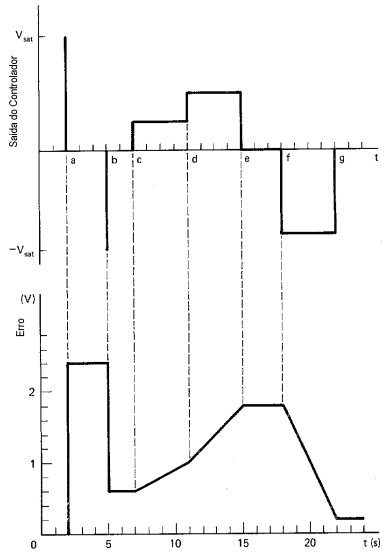


Fig. 4.23. Relação entrada/saída de um controlador derivativo

A Fig. 4.23 mostra o esquema de um amp op diferenciador básico. Note que é justo um integrador em que o resistor e o capacitor trocam de lugar. O ganho do amp op inversor é:

$$\frac{v_o}{v_i} = -\frac{R_f}{Z_c}$$

No domínio de Laplace

$$Z_c = \frac{1}{Cs}$$

$$\frac{v_o}{v_i} = -\frac{R_D}{1/C_D s} = -R_D C_D s$$

Há dois grandes cuidados que devem ser tomados. Primeiro, para entradas senoidais,

$$v_o = \frac{Z_{RD}}{Z_{CD}} v_i$$

$$v_o = \frac{R_D v_i}{1/2\pi f C_D}$$

$$v_o = 2\pi f C_D R_D v_i$$

Para sinais de baixa frequência, a saída é muito pequena. Porém, a saída aumenta com a frequência. Ruído de alta frequência recebe um grande ganho. Em altas freqüências, esta grande saída por ser realimentada através da capacitância parasita, reforçando-se na entrada. Ruído de alta frequência e possíveis oscilações perturbam o circuito da **Fig.** 4.24.

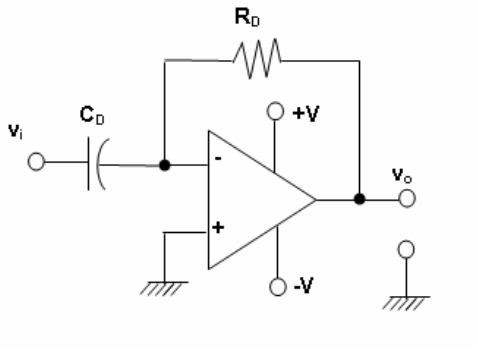


Fig. 4.24. Diferenciador básico com amp op

Isto pode ser resolvido adicionando-se um resistor série Ri, como mostrado na **Fig.** 4.24. O resistor Ri, junto com CD, formam um filtro passa baixa na entrada. Esta solução simples para o problema de alta frequência aumenta a complexidade de analisar o circuito. A transformada de Laplace deve ser aplicada do inicio:

$$\frac{v_o}{v_i} = -\frac{Z_f}{Z_i}$$

onde

$$Z_f = R_D$$

$$Z_i = R_i + \frac{1}{C_D s}$$

ou

$$\frac{V_o}{V_i} = -\frac{R_D}{R_i + 1/Cs}$$

$$\frac{V_o}{V_i} = -\frac{R_D Cs}{R_i Cs + 1}$$

Fazendo $R_D C = K_D$ e $R_i C = \tau_i$, tem-se

$$\frac{V_o}{V_i} = -\frac{K_D Cs}{\tau_i s + 1}$$

A resposta desta diferenciação prática para a entrada mostrada na **Fig.** 4.25 é a **Fig.** 4.26.

A segunda maior preocupação a ser observada é que o controlador derivativo só produz uma saída para variações no erro. Um sistema com grande erro constante não produz saída de um controlador derivativo. O controlador derivativo deve sempre ser usado em combinação com outro tipo de controlador.

O controlador derivativo responde a variações no erro, para superar a inércia do processo. Alta frequência compensa este controlador e sempre o usa em combinação com outros controladores.

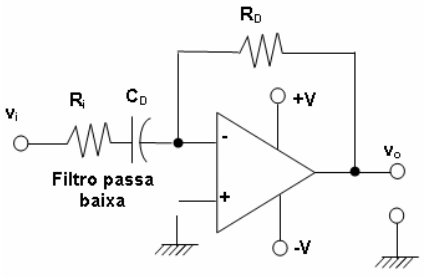


Fig. 4.25. Diferenciador prático

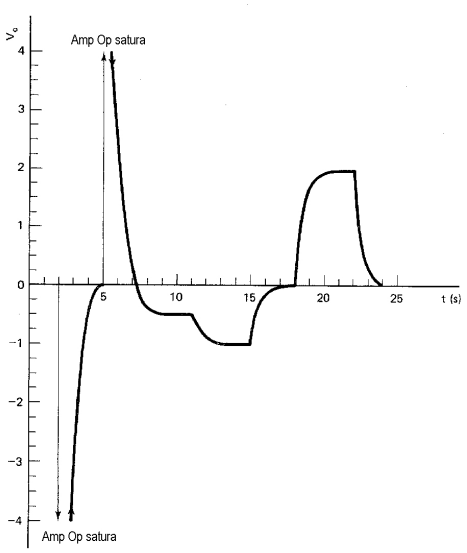


Fig. 4.26. Resposta do diferenciador prático

4.8. Controlador PID Paralelo

Combinando os controladores proporcional, integral e derivativo obtém o controlador PID. Ele oferece rápida resposta proporcional ao erro, enquanto tem um reset automático do modo integral para eliminar o erro residual. A ação derivativa estabiliza o controlador e o permite responder rapidamente a variações no erro.

O esquema de um controlador PID em paralelo é mostrado na **Fig.** 4.26. Como para os controladores integral e proporcional-integral, deve-se adicionar um grande resistor em torno de Ci para compensar as correntes de polarização ou usar um amp op com pequena corrente de polarização. O resistor derivativo limitante R3 deve ser mantido o menor possível e ainda garantir a estabilidade. Isto irá simplificar a resposta do diferenciador.

Assumindo que o efeito destes dois resistores não ideais são desprezíveis em comparação com os efeitos causados pela tensão erro,

$$v_o = K_P v_{erro} + K_I \int v_{erro} dt + K_D \frac{dv_{erro}}{dt} + V_o$$

onde

$K_P = \frac{R_2}{R_1}$, banda proporcional (ganho)

$K_I = \frac{1}{R_i C_i}$, constante de integração

$K_D = R_D C_D$, constante derivativa

Vo = carga inicial do integrador de offset

Para se obter a função de transferência, toma-se a transformada de Laplace da eq. 5.24, que dá:

$$V_o = K_P V_{erro} + \frac{K_I V_{erro}}{s} + K_D s V_{erro}$$

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = K_P + \frac{K_I}{s} + K_D s$$

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = \frac{K_D s^2 + K_P s + K_I}{s}$$

Esta expressão é chamada de implementação paralela do controlador PID. Cada termo é formado em paralelo e então recombinados no somador.

$$v_o = K_P v_{erro} + K_I \int v_{erro} dt - K_D \frac{dv_{PV}}{dt} + V_o$$

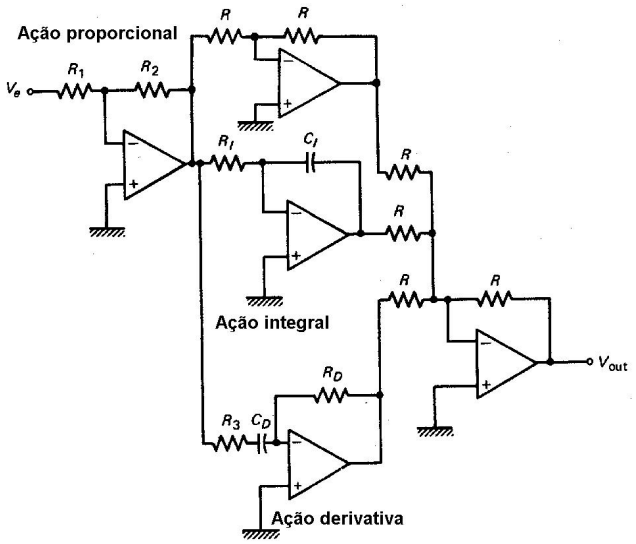


Fig. 4.27. Controlador PID paralelo

5. Controlador Digital

5.1. Introdução

O uso de um computador para calcular o valor desejado de uma saída do processo, seu valor atual e depois computar um sinal de correção tem muitas vantagens, como:

1. Computador não sobre dos efeitos de desvio (drift) a longo prazo, que os circuitos analógicos tem
2. Mudanças de constantes podem ser feitas facilmente sem a necessidade da mudança física real do circuito, pois estas mudanças podem ser feitas pelo próprio computador.
3. A qualidade do controle melhora, quando o computador aprende o processo.
4. O tipo de controle pode ser radicalmente alterado, simplesmente carregando um novo programa. Nenhuma variação de equipamento (hardware) é necessária para uma reconfiguração radical.
5. Compensação para atrasos de grande tempo morto ou o uso de controle preditivo antecipatório requer muitos cálculos, que podem ser implementados diretamente pelo computador.
6. Guarde de registros, controle estatístico de processo e integração total da planta pelo computador requer que ele tenha acesso aos resultados do processo, o que é facilmente feito pois estes processos estão sob o controle do computador.

5.2. Esquemas de Controle Digital

A primeira tentativa de se usar o controle de processo com computador foi o então chamado controle supervisório. O controlador ainda era analógico, porém um computador digital tinha acesso à variável de processo e estabelecia o ponto de ajuste do controlador. Esta técnica tinha apenas algumas vantagens do controle a computador. O controle voltava para o controlador analógico, se o computador falhasse.

O desempenho do controle possuía ainda todas as restrições inerentes às limitações do controlador analógico. Ainda não havia as vantagens de auto-sintonia, autodiagnóstico, reconfiguração radical, compensação de tempo morto e controle preditivo antecipatório.

Assim que se fica preparado para confiar no desempenho do computador, o controlador analógico pode ser removido e sua tarefa é transferida para o computador. No controle digital direto, o controlador analógico é eliminado. As variáveis de processo entram diretamente no computador, vindas dos transmissores e sensores. O algoritmo de controle é desenvolvido no próprio computador, que envia o sinal diretamente para os atuadores. Nesta configuração, algumas centenas de malhas podem ser controladas por um único computador compartilhado entre elas.

O controle digital direto tem o potencial de realizar todos os benefícios do controle a computador, mas tem um problema muito sério: um único equipamento é responsável pelo controle de toda a planta. Quando o computador pára ou trava, todas as malhas de controle vão para a condição de malha aberta (manual). É pouco confiável.

Para resolver este problema, usam-se dois computadores, o reserva monitorando e verificando o desempenho do principal. Quando houver a falha no principal, o reserva assume automaticamente o controle, sem distúrbio para o processo controlado. Porém, isso aumenta muito o custo do equipamento e requer programa mais complicado. O sistema reserva custa muito mais que os controladores analógicos que ele substitui.

Para ser econômico, um único computador deve controlar várias malhas. Para atender todas as malhas, duas a quatro vezes por tempo de subida, o computador deve ser extremamente rápido. O computador deve também cuidar de outros alarmes, display, comunicação, auto-sintonia e tarefas internas de gerenciamento.

Na evolução natural da aplicação do computador, o próximo passo foi a distribuição geográfica e física destas tarefas distintas, aparecendo o controle digital distribuído. Agora cada unidade do processo ou conjunto de malhas tem o seu próprio computador. As funções de display, controle e operação foram separadas em locais e em circuitos.

Atualmente, com a redução tremenda dos custos de equipamento e programas, foi desenvolvido o controlador single loop. Ele tem este nome porque ele é dedicado a uma única malha (single loop), mas ainda mantendo todas as vantagens de um grande sistema digital, como auto-sintonia, autoteste, autodiagnóstico, grande capacidade de fazer computação matemática, lógica, intertravamento, seqüencial, realização de algoritmos avançados e complexos de controle. Hoje, um controlador single loop custa igual ou menos que um controlador analógico convencional, que tende a desaparecer do cenário.

O controlador single loop é um equipamento moderno, confiável, poderoso, usado para controlar sistemas de processo continuo, com poucas malhas de controle. Controladores single loop podem ser interligados digitalmente, através de protocolos abertos ou proprietários.

5. Funções do controlador

Um diagrama de blocos típico do hardware é mostrado na **Fig.** 6.4. No núcleo do controlador está o microprocessador ou microcomputador, que deve ter o suporte de outros blocos. As exigências da armazenagem das variáveis e do programa podem exceder aquelas disponíveis dentro de um microprocessador em um único chip. Memória externa, memória ROM (*read only memory*) auxiliar para armazenar programas e constantes e RAM (*random access memory*) para armazenar variáveis podem ser adicionadas para evitar a perda dos parâmetros chaves no caso de falta de energia de alimentação. A RAM pode ser substituída por EEPROM (*electrically erasable programmable read only memory*). Uma alternativa é prover uma fonte ininterruptível de um uma fonte de alimentação com bateria de backup.

A comunicação com o operador é fornecida através de um painel frontal, consistindo de LEDs, displays numéricos, botões e chaves e deve ser acionado e lido pelo microprocessador.

A variável analógica do processo é convertida de seu mundo real para digital, em tempo real, por um bloco conversor analógico para digital (A/D). A conversão de milivolts, freqüência, resistência elétrica ou corrente em uma tensão de alto nível deve ocorrer primeiro. Também há filtro e isolação incluídos antes do conversor A/D.

Do mesmo modo, deve haver uma conversão digital para analógico (D/A) para fornecer um sinal analógico para o atuador no processo. Embora seja popular um sinal isolado de 4 a 20 mA cc, também pode haver tensão, triacs com tempo proporcional ou relés de estado sólido. Relés de alarme são também energizados quando a variável de processo ou o erro excede determinados limites estabelecidos pelo operador.

A comunicação digital com um computador supervisório ou com um sistema digital de controle distribuído (SDCD) ou controlador lógico programável (CLP) é uma opção na maioria dos controladores single loop. Isto pode requerer apenas um circuito integrado (CI) para transformar os sinais de ±5 V para os níveis ±V mais elevados dos protocolos RS 232 C ou RS 422 ou pode-se ter um conjunto completo de CIs para fornecer uma ligação direta com redes proprietárias com protocolos como HART, Profibus, MAP ou Fieldbus.

Quando se desenvolve um projeto baseado em computador, deve-se dar igual importância ao equipamento (hardware) e programa (software). Um diagrama de blocos para o programa requerido para rodar um controlador single loop é mostrado na **Fig**. 6.5. Há poucos blocos e cada bloco contem muitas linhas de código de programação. É tentador ver o cálculo do algoritmo de controle proporcional, integral e derivativo (PID) como a característica mais importante e esquecer todos os outros blocos. Porém, como se pode concluir do diagrama de blocos do programa, o cálculo PID é somente uma de várias outras tarefas tão importantes que o microprocessador deve completar em cada ciclo de varredura.

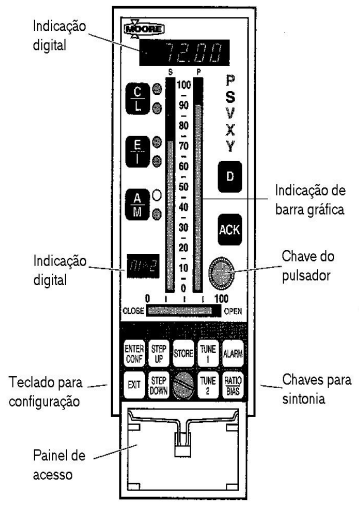


Fig. 6.3. Controlador single loop (Moore)

A manipulação correta da aplicação e remoção da potência de alimentação ao microprocessador é necessária, por causa do desempenho confiável em um ambiente industrial hostil. A perda de alimentação deve ser detectada e a unidade de processamento central notificada. Parâmetros e informação chave acerca do estado do processamento devem ser armazenados em uma memória que não pode ser perdida ou afetada pela falta de energia. As saídas e alarmes devem ser levados automaticamente para uma condição segura, predefinida e programada. Quando a

energia é restaurada, estes parâmetros devem ser recuperados e o processamento deve continuar de onde ele foi interrompido (ou reiniciado de algum outro ponto, pré-programado). Esta função é do bloco Reset e Power-up. Deve-se evitar a tentação de limpar todos os parâmetros e começar do zero depois de cada volta de energia. Seria impraticável e intolerável ter que reentrar com os parâmetros de operação através do painel do controlador ou de um computador supervisório após cada interrupção de alimentação.

Autodiagnóstico é uma característica inigualável do controlador single loop. No inicio das operações, o controlador deve executar as instruções que lhe permitem testar virtualmente cada bloco mostrado em seu diagrama. Uma mensagem mostrando que o autoteste foi completado deve aparecer antes do inicio da operação normal. De fato, tais sistemas podem ter mais de um código dedicado ao autoteste. Este momento é também ideal para fazer a autocalibracao dos conversores A/D e D/A. Sempre que houver falha no autoteste, o operador e o computador supervisório devem ser notificados. A malha deve ser desligada ou o controle transferido para o computador supervisório. Aliás, é desejável permitir que o computador supervisório force o controlador single loop a fazer o autodiagnóstico, permitindo-o rodar testes sistemáticos, de rotina e detalhados como feitos por um microcomputador pessoal. Estes autotestes são uma ferramenta poderosa do controlador e simplificam e diminuem drasticamente o tempo de manutenção programada.

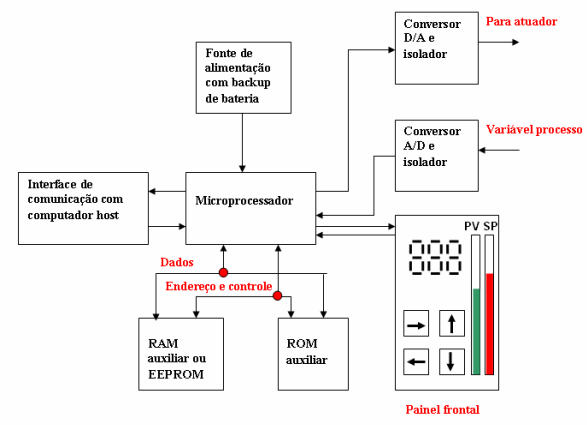


Fig. 6.4. Diagrama de blocos de um controlador single loop baseado em microprocessador

O cálculo dos termos integral e derivativo do controlador PID requer que a entrada seja amostrada em intervalos uniformemente espaçados. Para garantir isso, usa-se um temporizador (timer). O intervalo é estabelecido por vários fatores. Certamente, o microprocessador deve ter tempo suficiente para completar todo o processamento necessário. Assim, o período ajustado no temporizador (ΔT) deve ser muito longo. Porém, o tempo de amostragem deve ocorrer de duas a quatro vezes no período de subida da variável de processo. Cada variável de processo deve ter tempos de amostragem típicos, como mostrado na Tab. 1. Um tempo de amostragem de ½ a 1 s é um compromisso típico (isso assume que o tempo de subida de 1 s ou mais).

Tab. 6.1. Tempos de amostragem em controle de processo

Tipo de variável	**Tempo de amostragem (s)**
Vazão	1 a 3
Nível	5 a 10
Pressão	1 a 5
Temperatura	10 a 20

Quando se entra na malha principal, deve-se *ressetar* este temporizador. Quando tudo vai bem, o programa completa todo o seu processamento muito antes do temporizador desligar. Ele então espera que o temporizador lhe mande um sinal. Porém, o processador deve ser capaz de detectar que o processamento emperrou ou está demorando demais. Isto é uma falha e deve ser anunciada ao operador e ao computador supervisório. O temporizador deve interromper o microprocessador quando ele desliga. Se o programa não retornou para a malha de espera quando ocorre esta interrupção, a falha deve ser anunciada e um entra uma rotina de desligamento induzida pelo erro.

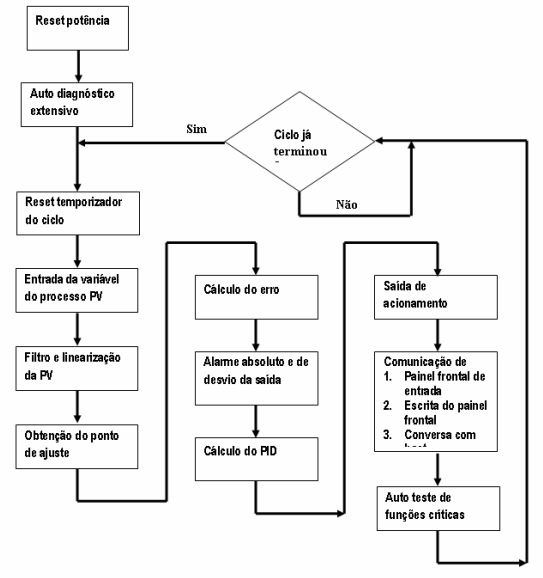


Fig. 6.5. Fluxograma do programa do controlador

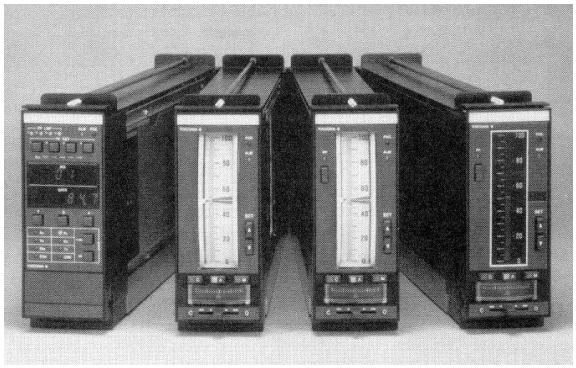


Fig. 4.11. Controlador single loop (Yokogawa)

5.4. Entrada de dados

O código preciso necessário para entrar as variáveis de processo depende da técnica de conversão, conversor e microprocessador usados. Há várias decisões que devem ser tomadas, independentes destes detalhes. A primeira, é como estas variáveis estão sendo representadas? Se estiver programando em linguagem de alto nível e se houver muito tempo para ver a malha, é conveniente escalonar a variável de processo em unidade de engenharia, com ^{o}C para temperatura, kPa para pressão, m^3 para nível e m^3/h para vazão. Porém, tentar fazer aritmética de ponto flutuante em linguagem de máquina ou *assembly* é absurdo.

Quando se usam unidades de engenharia com matemática de ponto flutuante, deve-se fazer todas as operações subseqüentes com muito cuidado. Primeiro, o condicionamento externo do sinal e a conversão A/D devem ser escalonados de modo que em 0% da variável de processo, o valor do dado seja representado por zero. Em 100% da variável, a saída de fundo de escala do conversor é produzida, garantindo a máxima utilização da resolução do conversor.

Idealmente, este sinal de 100% da variável de processo combina com o tamanho da palavra do microprocessador usado. Se não, deve-se estabelecer este valor de 100% (fundo de escala) para todas as entradas e cálculos subseqüentes. Um microprocessador de 8 bits com um conversor de 8 bits usa $2^8 – 1$ (255) como seu valor de 100% (fundo de escala). Porém, um conversor de 12 bits usa $2^{12} – 1$ (4 095) como seu valor de 100% (fundo de escala). Isto agora representa um nível de 100%. Cálculo de fora de faixa e *overflow* devem ser verificados contra 4 095. Para um microprocessador de 8 bits com um conversor de 12 bits com 100% = 4 095 significa que todas as operações matemáticas devem ser feitas com números de dois bytes (dupla precisão).

Deve-se evitar aumentar a escala da variável de processo. Multiplicar a variável de processo por uma constante maior que 1 resulta em um número com mais bits que o produzido pelo conversor. Isto implica em uma resolução e exatidão que o conversor realmente não pode dar. Isto parece que se conhece a variável de processo mais precisamente do que realmente ela é medida e convertida.

Esta falsa exatidão é especialmente um problema quando se quer converter para unidades de engenharia com matemática de ponto flutuante. Antes de reportar o valor, no

painel frontal ou no computador supervisório, garantir o arredondamento do número. Reportar o número apenas com os dígitos que indicam precisamente a resolução e precisão para as quais a variável foi medida e convertida.

Filtros digitais passa-baixa podem ser usados para remover o ruído abaixo de 0,2 Hz, mas acima da taxa de resposta da variável de processo. Este filtro pode (e deve) ser feito pelo programa. É recomendável que a freqüência crítica do filtro digital seja a metade do filtro analógico. Filtros analógicos são econômicos abaixo até 0,2 Hz. Isto implica que a mais alta freqüência que um filtro digital deve cortar seja 0,1 Hz. Dados abaixo desta freqüência são dados válidos da variável de processo, enquanto qualquer sinal variando mais rápido que 0,1 Hz é considerado ruído e será cortado. Se a variável de processo tem muitas harmônicas acima de 0,1 Hz, não se usa o filtro. Confie somente em filtro analógico externo para remoção do ruído.

Termopares e alguns outros sensores (e.g., placa de orifício) são não lineares. Quando os sinais vêem destes sensores, eles devem ser linearizados (pelo programa). Deste modo, os cálculos de display e controle são feitos baseados nos valores reais do processo.

Há dois enfoques para linearizar um sensor. Para ambos, deve-se ter um registro de calibração que relaciona a saída do sensor com a variável real do processo.

O enfoque de procurar na tabela coloca o registro de calibração em uma ROM. A variável de processo é usada como endereço na tabela. O valor linearizado correto é dado neste endereço. Este método da tabela é o mais rápido e simples. Porém, ele ocupa muita memória. Se a tabela inteira não é colocada na memória (por economia), deve-se ter uma rotina de interpolação.

A segunda técnica de linearização representa a relação entre a saída do sensor (x) e a variável verdadeira do processo (PV) por um polinômio. O número de termos

$$PV = a_0 + a_1 x + a_2 x^2 + ... + a_n x^n$$

determina a precisão da linearização polinomial do sinal do sensor. Os coeficientes (a_0, a_1, a_2, ..., a_n) vem do registro de calibração em um cálculo estatístico de regressão não linear. Por exemplo, um polinômio de ordem 9 dá uma linearidade de $\pm 1\ ^{o}C$. A técnica de linearização polinomial requer muita potência de computação e velocidade, mas não requer memória ROM extensiva (que a técnica da tabela requer). A linearização polinomial é geralmente feita por controladores usando matemática de ponto flutuante programada em uma linguagem de alto nível.

A próxima tarefa do controlador, pelo diagrama de blocos, é entrar o ponto de ajuste. Ele já pode estar na memória, tendo sido lido do painel frontal ou do computador supervisório, em algum ciclo prévio. Se um ponto de ajuste remoto é usado, o valor deve ser adquirido, escalonado e filtrado, exatamente como se faz com a variável do processo.

Ainda acerca do ponto de ajuste:

1. Ele deve ser escalonado de modo idêntico a variável de processo, de modo que, quando a variável de processo se iguala ao ponto de ajuste, o cálculo do erro dá zero.
2. Se a alimentação é desligada e depois ligada, o valor do ponto de ajuste não pode ser perdido. Assim, ele deve ser armazenado, de algum modo, em uma memória não volátil ou em memória volátil com backup de bateria.

5.5. Algoritmo de controle

Agora é o momento de calcular o erro. A equação a ser usada depende da ação do controlador, direta ou inversa. Uma ação direta do controlador significa que a sua saída aumenta quando a variável de processo aumenta. Isto é típico para sistema de resfriamento. Para uma ação direta do controlador tem-se:

$$e_{direta} = PV - SP$$

Uma ação inversa do controlador significa que a sua saída aumenta quando a variável de processo diminui. Isto é típico para sistema de aquecimento. Para uma ação direta do controlador tem-se:

$$e_{inversa} = SP - PV$$

O controlador single loop permite a alteração da ação (direta ou inversa) com uma chave atrás do painel frontal ou do computador supervisório. Para fazer o cálculo do erro, deve-se decidir qual equação usar.

Quando se está programando em linguagem de alto nível, a subtração para obter o erro é simples e em linguagem *assembly*, é mais complicado. Tipicamente, um número negativo é representado em um formato com complemento de dois. Mas a variável de processo e o ponto de ajuste são entradas usando binários diretamente. Esta diferença em expressar estes números causa confusão e resultados errados. Os números devem todos ser expressos no mesmo formato. Conversores não trabalham facilmente com completo de

dois. Complemento de dois também corta a faixa de contagem do microprocessador pela metade (desde que um bit deve representar a polaridade). Assim, é recomendável que se converta o resultado da subtração do erro para o formato valor mais sinal. A palavra inteira de dados é usada para representar o valor do erro. Um bit, em alguma outra palavra, é definido como um flag para indicar que o erro é negativo.

Neste ponto, pode-se avaliar e acionar os alarmes. Estes alarmes são de dois tipos: absoluto e de desvio.

Se a variável de processo excede o limite absoluto de alarme de alta, o alarme absoluto de alta deve ser ativado. Se a variável de processo cai abaixo do limite absoluto de alarme de baixa, o alarme absoluto de baixa deve ser ativado.

Os alarmes de desvio são baseados no erro. Erro mais positivo do que o limite de alarme de desvio de alta atua este alarme. Erro mais negativo do que o limite de alarme de desvio de baixa atua este alarme.

Os valores destes quatro limites de alarmes devem ser entrados em um ciclo anterior, do painel de controle ou do computador supervisório. Alguns controladores fixam os limites de alarme de desvio em $\pm$0,5%. Como o ponto de ajuste, deve-se garantir que os valores dos alarmes não são perdidos na falta de alimentação principal do controlador.

A ativação de um alarme deve causar duas ações:

Uma saída para o mundo real deve ser chaveada. Tipicamente, isto é um tipo de relé C (dois contatos normalmente abertos ou normalmente fechados), capaz de suportar correntes de contato de 1 A ou mais.

Assim que detecta uma condição de alarme, o microprocessador deve mostrar o flag apropriado (um bit). Quando é hora de atuar no painel frontal ou para comunicar com o computador supervisório, este flag causa o display de aviso no painel frontal e envia mensagem para o computador supervisório.

Agora é hora de calcular o valor da saída. Obviamente, o principal objetivo do controlador é acionar o atuador, levando-o a um ponto que corresponda a medição igual ao ponto de ajuste (erro igual a zero). Há dois enfoques para determinar o valor da saída do controlador single loop.

Pode-se escrever a função de transferência para o sistema de controle do processo com malha aberta (atuador, processo, sensor e condicionador), usando a teoria de controle ótimo. Um sistema de malha simples é representado na **Fig**. 6.6. Sua função de transferência de malha fechada é:

$$\frac{PV(s)}{I(s)} = \frac{G(s)}{1 + G(s)H(s)}$$

Assumindo que se saiba quanto deva ser a variável de processo [PV(s)] para responder a uma dada variação de entrada [I(s)], pode-se derivar uma função ótima para o controlador [H(s)]. Resolvendo a eq. (1.1) para H(s), tem-se

$$H(s) = \frac{I(s)I(a)}{PV(a)} - \frac{1}{G(s)}$$

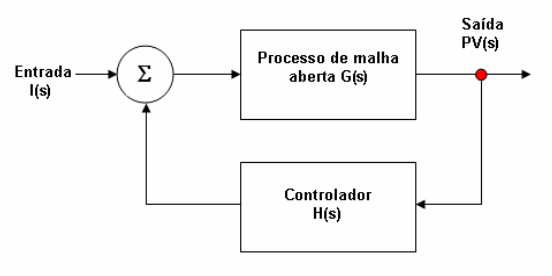


Fig. 6.7. Sistema de controle com malha fechada

Um processo chamado de transformada Z permite a conversão desta equação no domínio de Laplace para o controlador no domínio Z. Então, pode-se escrever uma equação no domínio do tempo, que é o mais humano. A equação no domínio do tempo expressa a saída do controlador em termos dos valores presente e prévio do erro, coeficientes e tempo de amostragem.

Com esta equação do controlador, uma entrada de I(s) causa uma resposta ótima na variável de processo PV(s). Somente para esta entrada, um tipo de entrada é a saída otimizada. Outros tipos de entradas produzem saídas radicalmente diferentes e inaceitáveis.

Esta derivação de uma função de controle ótima, H(s), requer que se conheça a função de transferência do processo, G(s). Quando menos se conhece do processo, G(s), mais pobremente definida será a sua resposta.

O segundo enfoque para obter a equação do controlador é o controlador proporcional, integral e derivativo (PID). O controlador PID é genérico. Quando sintonizado corretamente, ele produz um controle aceitável para a maioria dos processos industriais. Também chamado de controlador três modos, o controlador PID permite estocar um tipo de controlador para usar com temperatura, pressão, vazão, nível,

analise, velocidade, pH. O controlador PID representa o controle de um processo continuo para o qual não se pode escrever uma função de transferência.

Pode-se ter várias versões analógicas do controlador PID. No domínio analógico contínuo, a saída do controlador vale:

$$v_o = K_P e + K_I \int e dt + K_d \frac{de}{dt}$$

onde

e é o erro

Kp, KI e Kd são constantes

Colocando Kd = 0, anula-se o termo derivativo e resulta um controlador PI. Também, colocando Ki = 0, anula-se a parte integral, deixando somente o controle proporcional. O valor preciso destas constantes afeta radicalmente a qualidade do controle. Geralmente, elas são determinadas experimentalmente, sintonizando o sistema inteiro de malha fechada, assim que ele esteja operando.

Para obter uma equação que o microprocessador possa implementar, a equação diferencial continua deve ser convertida em uma equação de diferenças discretas. Deve-se, primeiro, diferenciar os dois dados da equação,

$$\frac{dv_o}{dt} = K_P \frac{de}{dt} + K_I \frac{d}{dt}\left(\int e dt\right) + K_d \frac{d^2 e}{dt^2}$$

$$\frac{dv_o}{dt} = K_P \frac{de}{dt} + K_I e + K_d \frac{d}{dt}\left(\frac{de}{dt}\right)$$

Esta equação mostra quanto a saída deve variar para cada variação infinitamente pequena no tempo, dt. Mas no sistema baseado a microprocessador, pode-se olhar o mundo real somente uma vez em cada ciclo. O tempo de ciclo, T, estabelece este intervalor de tempo, dt. Assim, o que realmente interessa é quanto a saída e o erro devem variar (Δ) de um ciclo para o seguinte (T).

$$\frac{\Delta v_o}{T} = K_P \frac{\Delta e}{T} + K_I e + K_d \frac{\Delta}{T}\left(\frac{\Delta e}{T}\right)$$

onde T é o tempo de ciclo. Multiplicando tudo por T, tem-se

$$\Delta v_o = K_P \Delta e + K_I e T + K_d \Delta\left(\frac{\Delta e}{T}\right) \quad (12)$$

A mudança em Vo, ΔVo é justamente a diferença entre o seu valor atual e o valor lido no ciclo anterior.

$$\Delta V_o = V_{on} - V_{on-1}$$

O mesmo vale para o erro

$$\Delta e = e_n - e_{n-1}$$

Reescrevendo a eq. (1.12)

$$V_{on} - V_{on-1} = K_p(e_n - e_{n-1}) + KIeT + \frac{K_d}{T}(\Delta e_n - \Delta e_{n-1})$$

No último termo, Δ foi distribuído em dois componentes. Eles podem ser expandidos para dar:

$$\Delta e_n = e_n - e_{n-1}$$

$$\Delta e_{n-1} = e_{n-1} - e_{n-2}$$

Substituindo na eq. 13, tem-se

$$V_{on} - V_{on-1} = K_p(e_n - e_{n-1}) + KIe_nT + \\ + \frac{K_d}{T}[(e_n - e_{n-1}) - (e_{n-1} - e_{n-2})]$$

Finalmente,fica:

$$V_{on} - V_{on-1} = K_p(e_n - e_{n-1}) + KIe_nT + \\ + \frac{K_d}{T}(e_n - 2e_{n-1} + e_{n-2})$$

A saída atual calculada se baseia no valor anterior da saída, erro atual, erro anterior, tempo de ciclo e constantes de peso.

Quando se programa esta equação usando uma linguagem de alto nível (e.g., C, Pascal, PL/M ou Fortran), o trabalho fica mais fácil e menos sujeito a erro do que se é usada uma linguagem assembly. Tais linguagens permitem o uso de aritmética de ponto flutuante. Números negativos e overflow são manipulados automaticamente.

A eq. 15 assume que o tempo de varredura do controlador, o tempo entre a amostra da variável de processo, seja uma constante. Porém, há vários compromissos. Tempo de varredura muito rápido, pequeno T, é desejável para a resposta rápida a variações repentinas da variável de processo. Porém, valores maiores de T são necessários para um termo estável derivativo. Valor muito pequeno para T (no denominador) dá um termo derivativo muito grande e há instabilidade (oscilação).

O cálculo da ação derivativa em um sistema de dados amostrados pode produzir oscilações imprevisíveis na saída. Iso por que o conversor A/D pode somente passar variações da variável do processo para o processador central em passos discretos.

A variável do processo está subindo em uma taxa devagar e estável. No controlador analógico isto produz um termo derivativo lento e constante. Porém, como estes dados são amostrados e convertidos, em passos discretos. Como a ação derivativa toma o dado que chega como novo, responde de modo rápido, primeiro para cima e depois para baixo.

É esta oscilação brusca que torna o uso do controlador digital com apenas a ação derivativa questionável. Às vezes, pode ser necessária uma computação mais sofisticada da ação derivativa ou então não se usa esta ação.

5.5. Saída do comando

Depois que termina o cálculo do bloco PID, fica-se pronto para acionar a saída. Esta saída pode ser liga-desliga com banda morta, com tempo proporcionado, acionada por ângulo de fase, modulada por largura de pulso ou corrente (ou tensão) analógica.

Para processos com resposta lenta e com pouca variação de carga, o controle liga-desliga trabalha bem. Quando o cálculo PID é mais positivo que um nível positivo definido de banda morta, a saída é ligada (usualmente 115 V ou de contatos de forma C). Quando o cálculo PID fica mais negativo que um nível de banda morta negativo definido, a saída é desligada. Os níveis de banda morta são necessários para evitar que o atuador e o processo ciclem.

Processos com resposta lenta que requerem controle melhor que o liga-desliga, podem necessitar de tempo proporcionado. Um intervalo de tempo que é muito maior do que um ciclo de 60 Hz, mas muito mais curto que o tempo de resposta do processo, é escolhido. É necessário um temporizador a CI ou uma rotina de temporizador no programa para manter o rastreamento deste tempo. No inicio do intervalo, a saída é ligada. O valor de saída do cálculo PID determina quanto a saída é mantida ligada. Este técnica permite que a potência seja aplicada e removida do atuador somente nos cruzamentos do zero da linha, minimizando a interferência elétrica pelo chaveamento de carga com alta tensão e alta corrente.

Muitos processos usam atuadores que operam com 4 a 20 mA. Para este tipo de saída, o cálculo do PID deve passar para um conversor D/A, que escalona a saída para 4 a 20 mA.

Qualquer que seja a técnica escolhida, a eletrônica deve incluir alguma forma de isolação. Sem esta isolação, um erro provocado na fiação entre controlador e atuador, ou uma falha, pode ocorrer 115 V ou mais na linha de terra do controlador. Obviamente, isto danifica o controlador ou até o computador supervisório ligado a ele.

Assim que a saída é atualizada, o programa deve completar a comunicação com o painel frontal e com o computador supervisório. Porém, o controlador nunca volta através na malha para checar a variável de processo.

O valor da variável de processo deve ser enviado do controlador microprocessador para o computador e o microprocessador deve ser capaz de receber o ponto de ajuste remoto, estabelecido no computador. O modo mais simples de fazer isso é através de duas malhas analógicas de 4 a 20 mA. A saída do controlador passa por um conversor D/A. O sinal de corrente analógica de 4 a 20 mA do computador comanda o ponto de ajuste remoto se é lido pelo microprocessador com um conversor A/D quando ele lê sua variável de processo.

A comunicação digital permite que muito mais informação seja trocada. Protocolos padrão como RS-232 e RS-422 podem ser usados ou o controlador microprocessado pode ser colocado em uma rede de área local (LAN). Os dados trocados podem incluir resultados de autotestes, ponto de ajuste, condições de alarme, níveis de saída, modo de controle e constantes do controlador. De fato, um inteiro novo algoritmo de controle pode ser editado pelo computador supervisório para substituir ou suplementar a equação PID.

Autoteste extensivo é necessário quando se aplica potência à primeira vez ao microprocessador e quando direcionado pelo computador supervisório. Porém, ao fim de cada ciclo, algum autoteste também pode ser feito. São também feitos testes funcionais do equipamento e programa de entrada e saída, zero automático da entrada e da saída e calibração e um simples check de memória e do canal de comunicação. Assim que uma falha é detectada, o operador e o computador supervisório devem ser notificados. Para problemas sérios, pode-se programar para que haja um desligamento automático, seguro e ordenado do processo, pelo controlador.

5.6. Modos de Operação

Há dois modos típicos para a operação do controlador: manual e automático.

Opcionalmente, pode haver um terceiro, chamado de auto-sintonia.

Em modo manual, o cálculo do erro, alarmes de desvio e cálculo de PID são removidos. Em vez disso, um comando de saída entrado do painel frontal ou do computador supervisório é enviado diretamente para acionar a saída.

Em modo automático, são feitos os cálculos do erro, dos alarmes de desvio e cálculos do PID são executados pelo controlador, sem independente do operador.

A transferência entre o controle automático e manual não deve permitir que a saída tenha saltos (*bump*). A alteração do modo, no pior caso, pode somente causar a saída rampear para um novo nível em uma taxa aceitável. Isto é chamado de transferência sem salto (bumpless).

A versão mais simples de auto-sintonia requer uma inicialização do operador ou do computador supervisório. Uma vez iniciado, este tipo de auto-sintonia aciona sua saída para cima e para baixo, várias vezes. O algoritmo avalia a resposta do processo para estes distúrbios tipo degrau no atuador. Baseado nesta informação, são computados e entrados valores de Kp, KI e Kd no cálculo do PID. Depois, volta o modo automático de controle. Esta técnica requer a intervenção do operador. Ele também remove o processo do controle suave, enquanto o controlador está fazendo experiências com ele. Isto pode ser inaceitável.

A auto-sintonia contínua é mais complicada. Ela opera com conjunto com o modo de controle automático. Sempre que houver um distúrbio apropriado do ponto de ajuste ou a variável de processo é notificada, o algoritmo de auto-sintonia monitora o desempenho do controlador, regulando esta alteração. Da avaliação de malha fechada, novos valores de Kp, KI e Kd são computados. Este procedimento acontece continuamente sem intervenção do operador ou interrupção do controle automático. Ao longo do tempo, este tipo de controlador com auto-sintonia aprende com o processo e coloca seus próprios valores para o controla ótimo. Pode haver problemas quando processo é muito estável e o controlador não tem nada a aprender e deixa de operar corretamente.

5.7. Situações anormais.

O reconhecimento das situações anormais se realiza mediante a monitoração de todos os sistemas de controle analógicos e digitais, tais como os controladores, alarmes, indicadores e registradores e sua comparação com os dados provenientes do conhecimento do sistema expert.

O diagnóstico se faz a partir da fase anterior de comparação se na mesma se detectou situações problemáticas. Se visualiza o diagnostico da planta no estado atual de controle.

O operador é assistido pelo sistema inteligente de visualização, que lhe mostra graficamente os diagramas de fluxo de interesse, o resumo dos alarmes, o estado dos indicadores e dos controladores afetados e a seqüência de operações a realizar para solucionar o problema. Se dispõe de ajudas na visualização que provocam o flasheamento das áreas problemáticas dentro do diagrama de fluxo.

Baseando-se na informação recebida, o operador atua sobre o processo ou esta atuação é realizada automaticamente pelo sistema de controle, informando ao operador das ações realizadas.

Entre as aplicações típicas que os sistemas experts podem realizar se incluem o controle de nível do fundo e a otimização do rendimento no destilado das colunas de distilação.

O beneficio que o sistema expert aporta à planta é a redução dos tempos de parada e, o que é mais importante, a diminuição da probabilidade de que o funcionamento anormal da planta conduza a situações catastróficas.

Embora seja difícil prever o futuro, os sistemas experts se desenvolverão mais ainda, conduzindo a novas ferramentas e técnicas que permitirão a simulação ampla dos processos industriais e a detecção inicial de problemas na qualidade de fabricação dos produtos, para assim corrigir em seu inicio estas situações, diminuindo os refugos e proporcionando uma ajuda muito útil ao operador durante as paradas da planta ou em situações transitórias de perda de controle. Para este desenvolvimento, serão necessárias a colaboração de engenheiros de instrumentação e de processo e a formação da engenharia do conhecimento.

6. Controlador virtual

6.1. Conceito

Um instrumento virtual é definido como u*ma camada de software, hardware ou de ambos, colocada em um computador de uso geral, de modo que o usuário possa interagir com o computador como se fosse um instrumento eletrônico tradicional projetado pelo próprio usuário.*

Controlador virtual é aquele construído dentro de um computador pessoal. Atualmente,

são disponíveis aplicativos para desenvolver a face do controlador (template), seu bloco funcional PID e os programas intermediários para interligar imagens, layouts, blocos e sinais externos.

Do ponto de vista do operador usuário, é muito difícil ver rapidamente as diferenças entre um instrumento virtual, constituído de programa e equipamento e um real, que é apenas equipamento. O que se vê na tela do computador não dá imediatamente um entendimento da filosofia de base. Diferente de um hardware, em que se pode *abrir a caixa e olhar dentro*, a arquitetura no software é abstrata e não é imediatamente visível para um olho nu.

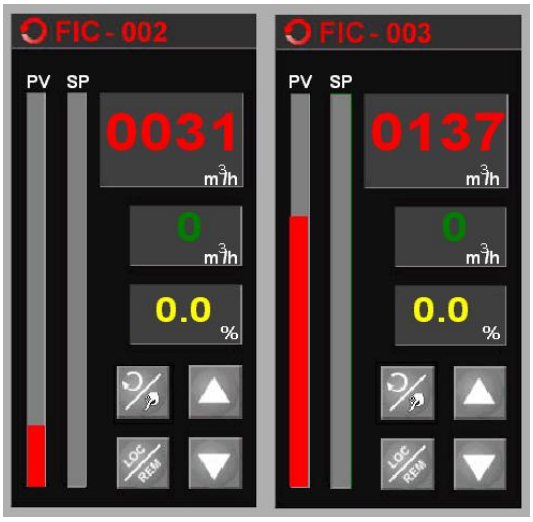


Fig. 6.12. Controlador virtual na tela do monitor

Para dar um exemplo, quando se tem um computador pessoal com um circuito de aquisição de dados embutido, para um instrumentista ou operador de processo, o instrumento pode funcionar como indicador, registrador, controlador ou chave de atuação.

A única diferença entre o instrumento convencional e o virtual é o software e por isso tem se a idéia que *o software é o instrumento*.

Através do monitor de vídeo, teclado e mouse, o operador pode fazer tudo no processo industrial que é feito com o instrumento convencional, como:

1. alterar ponto de ajuste do controlador,
2. passar de automático para manual e vice-versa e em modo manual, atuar diretamente no elemento final de controle
3. estabelecer pontos de alarme de máximo e de mínimo
4. alterar os parâmetros da sintonia (ganho, tempo integral e tempo derivativo)

Adicionalmente, como o instrumento dentro do computador possui muito mais recursos, o operador pode:

5. ver a curva de resposta do controlador para atestar o resultado da sintonia
6. ver a curva de tendência histórica

Fig. 6.11. Vista frontal de um controlador virtual

6.2.Controlador virtual comercial

Como visto, o controlador é um instrumento que recebe um sinal de medição da variável controlada (PV), recebe um ponto de ajuste estabelecido pelo operador (SP) e gera um sinal de saída (MV), que é uma função matemática específica da diferença entre a medição e o ponto de ajuste. Tipicamente, o sinal de saída vai para uma válvula de controle.

O ponto de ajuste pode ser

1. local, estabelecido pelo operador
2. remoto, determinado por um outro sinal, por exemplo saída de outro controlador
3. remoto ou local, selecionado por uma chave

Todo controlador possui uma chave seletora para definir o modo de operação:

1. automático, quando a saída é determinada apenas pelo controlador, em função das ações e da diferença entre a medição e o ponto de ajuste
2. manual, quando a saída é gerada diretamente pelo operador

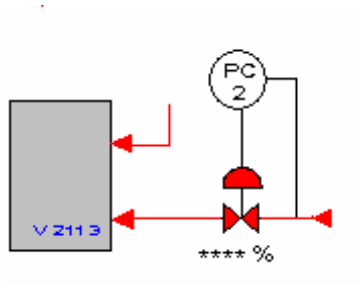


Fig. 20. Controlador aparecendo na tela de monitoração

O controlador pode ter ou não ter alarme. O alarme pode ser de baixa, de alta ou ambos. Como nos indicadores, o controlador sem alarme possui uma linha do balão preta e o controlador com alarme, linha vermelha. Todo controlador possui um balão com cinza escuro, para permitir a chamada da sua face frontal, através de um gatilho.

A seqüência do alarme do controlador é idêntica à do indicador.

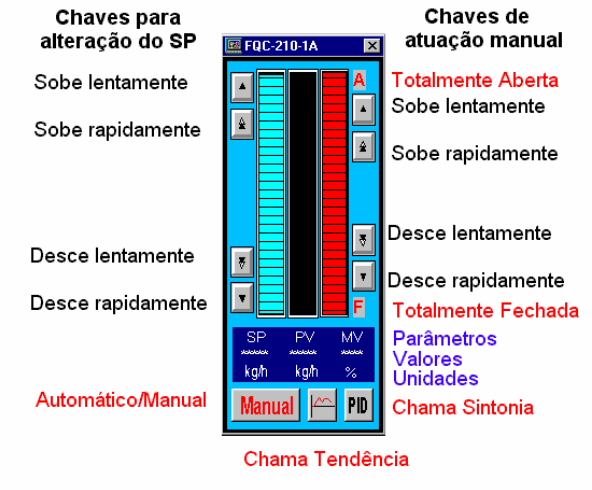


Fig. 21.Face frontal do controlador, com ponto de ajuste apenas local

Face frontal do controlador

O balão cinza escura do controlador indica que há um gatilho nele. Quando o operador coloca o cursor sobre este balão, aparece a mãozinha vermelha. Quando ele clica sobre o balão, aparece ao lado e acima do balão a face frontal do controlador, permitindo ao operador ter mais informações sobre o controlador e atuar no processo através do controlador.

A face do controlador virtual é similar a de um controlador convencional, possuindo:

1. barra gráfica verde da variável medida (PV)
2. barra gráfica azul do ponto de ajuste (SP)
3. barra gráfica vermelha da saída do controlador (MV),
4. chave seletora A/M (automático/manual). Quando está em automático, aparece a chave **Auto** e quando está em manual, a chave **Manual**.
5. Chaves (4) de atuação manual da saída do controlador, atuável somente quando o controlador está em modo manual: uma lenta e outra rápida, uma subir e outra para descer. Estas chaves não estão habilitadas quando o controlador está em automático.
6. Chave seletora Remoto ou Local do ponto de ajuste (chave opcional)
7. Chaves (4) de atuação manual do ponto de ajuste local, atuável somente quando o controlador está com ponto de ajuste local: uma lenta e outra rápida, uma subir e outra para descer. Esta chave não está habilitada quando o controlador está em ponto de ajuste remoto.
8. Indicações digitais dos valores do ponto de ajuste (SP), variável medida (PV) e saída do controlador (MV), logo abaixo das barras gráficas.
9. Botão (ícone parecido com gráfico) para chamar a tela de tendência da variável controlada.
10. Indicação do status da abertura da válvula: A para aberta e F para fechada.
11. Botão para chamado das telas de sintonias P, I e D.

Ação Automática ou Manual

Todos os controladores possuem a opção de modo Automático ou Manual.

Em modo automático (**Auto**), a chave de alteração da saída não está habilitada. O operador pode alterar o ponto de ajuste local, atuando nas chaves à esquerda (SP), para aumentar ou diminuir, de modo rápido ou lento. Em modo **Manual**, a chave de alteração do ponto de ajuste não está habilitada. Através das chaves de atuação da saída, o operador pode atuar diretamente no processo, para aumentar ou diminuir, de modo rápido ou lento.

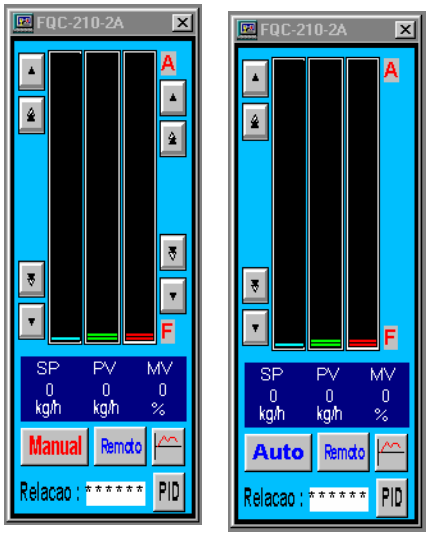


Fig. 22. Frontais do controlador: operação do controlador em modo Automático ou Manual

Quando o operador clica na chave virtual **Manual** ou **Auto** do frontal, aparece uma janela para confirmar ou cancelar a mudança.

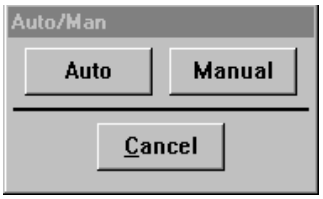


Fig. 23. Imagem que aparece para confirmar ou canelar a transferência Auto-Manual da saída do controlador

Se o operador clicar em **Auto**, a ação muda ou continua em automático; se clicar em **Manual**, a ação muda ou continua em manual e se clicar em **Cancel**, a ação continua como está (nada é alterado).

Ponto de ajuste Remoto ou Local

Há controladores com ponto de ajuste local e controladores com ponto de ajuste local ou remoto (p. ex., controlador de relação de vazões).

Em modo **Manual**, a chave de alteração do ponto de ajuste não está habilitada. Em modo automático (**Auto**) e com o ponto de ajuste selecionado para **Local**, a chave de alteração do ponto de ajuste fica habilitada: o operador pode alterar o ponto de ajuste local, atuando nas chaves à esquerda (SP), para aumentar ou diminuir, de modo rápido ou lento. Enquanto o controlador estiver em modo Auto e com a chave de ponto de ajuste em **Remoto**, as chaves de alteração do ponto de ajuste desaparecem. Neste caso, o ponto de ajuste é alterado automaticamente, através de algum sinal externo que chegue ao controlador (tipicamente é a saída de outro controlador, quando os dois estão em controle cascata).

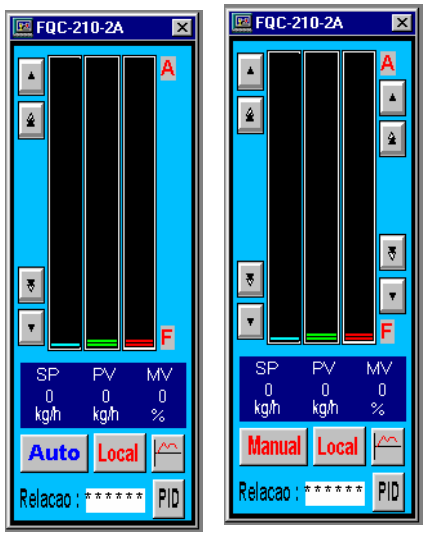


Fig. 25. Frontais do controlador Local ou Remoto

Quando o operador clica na chave virtual **Local** ou **Remoto** do frontal do controlador, aparece uma janela para confirmar ou cancelar a mudança.

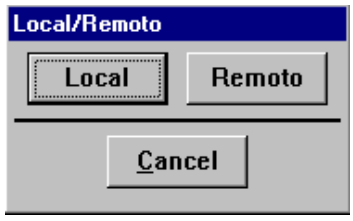


Fig. 26. Imagem que aparece para confirmar ou canelar a transferência Local-Remoto do ponto de ajuste

Se o operador clicar em **Local**, a ação muda ou continua em local; se clicar em **Remoto**, a ação muda ou continua em remoto e se clicar em **Cancel**, a ação continua como está (nada é alterado).

Controle de relação

Há malhas com controle de relação de vazões de HCN e Propanona.

A saída do controlador de vazão de Propanona vai para o ponto de ajuste do controlador de vazão de HCN, passando por uma estação de relação (FFC). Esta relação pode ser ajustada pelo controlador, que clica no botão Relação

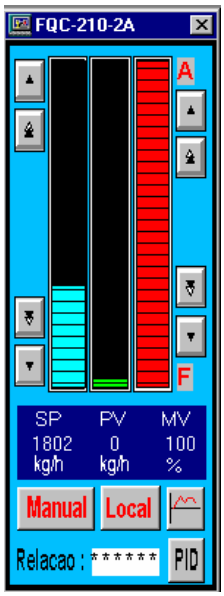


Fig. 27. Frontal de controlador com ponto de ajuste Remoto ou Local e modo de operação Manual e Automático. O controlador está em modo manual e o ponto de ajuste em local. Clicando nas chaves à esquerda (SP), o ponto de ajuste é alterado. Clicando nas chaves à direita (MV), a saída do controlador é determinada manualmente pelo operador.

Quando o operador clica na janela da indicação digital da **Relação**, aparece a janela para a alteração desta relação.

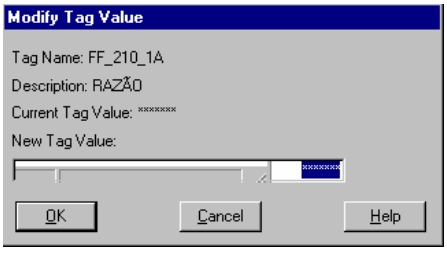


Fig. 28. Janela para entrar com novo valor da relação

Sintonia do Controlador

Quando o operador clica na tecla virtual **PID** aparece uma nova face frontal dos ajustes de sintonia do controlador.

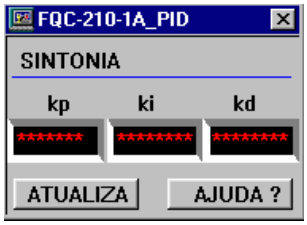


Fig. 29. Janela para sintonia do controlador

Clicando no botão X, na parte superior direita da janela de sintonia, ela é fechada (desaparece da tela).

Quando o operador clica na janela com a indicação digital do ganho proporcional (kp), aparece a tela para ajuste do ganho do controlador.

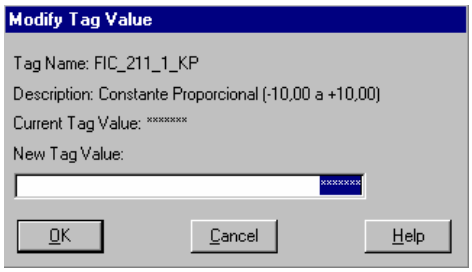


Fig. 30. Janela para entrar com o novo valor do ganho

Quando o operador clica na janela com a indicação digital do ganho integral (ki), aparece a tela para ajuste do ganho do controlador.

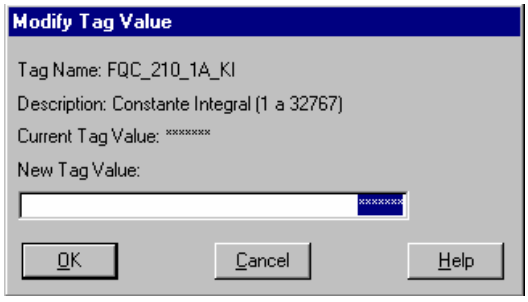


Fig. 31. Janela para entrar com novo valor do ganho integral

Quando o operador clica na janela com a indicação digital do ganho derivativo (kd), aparece a tela para ajuste da ação derivativa do controlador.

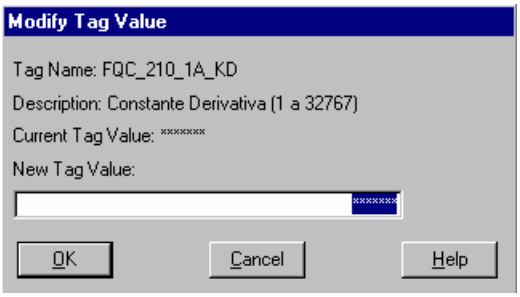


Fig. 32. Janela para entrar com novo valor do ganho derivativo

A sintonia do controlador (ajustes do ganho proporcional, ganho integral e ganho derivativo) é relativamente complexa e por isso, por enquanto, é feita apenas pelo Supervisor.

Clicando no botão X, na parte superior direita da imagem, a face frontal do controlador é fechada (desaparece da tela).

Tela de ajuda

Quando operador clica na tecla virtual ATUALIZA, o novo valor entra e foi feita a alteração. Quando o operador clica na tecla virtual AJUDA, aparece a tela de ajuda.

Janelas de modificação de ajustes

Em todas as telas de modificação de ajustes (Modify Tag Value), há as seguintes informações:

1. Nome do tag (Tag Name)
2. Descrição do parâmetro alterado
3. Valor corrente
4. Novo valor a ser ajustado
5. Janela com o novo valor
6. Teclas para confirmar (OK), Cancelar (Cancel) ou de Ajuda (Help).

Se operador clica em OK, o novo valor é confirmado; se clica em Cancel, o antigo valor é mantido. Quando ele clica em Help, aparece a janela de ajuda.

Se o valor entrado está fora da faixa aceitável, aparece uma janela informando o fato e o operador tem que entrar com um valor aceitável.

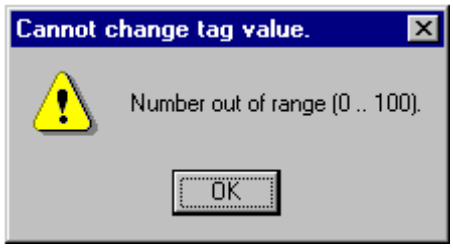


Fig. 34. Janela de alerta para entrada de valor inválido de qualquer parâmetro

Tendência do controlador

Quando o operador clica na chave virtual com um ícone de gráfico, aparece a tela com a tendência (real ou histórica) da variável controlada.

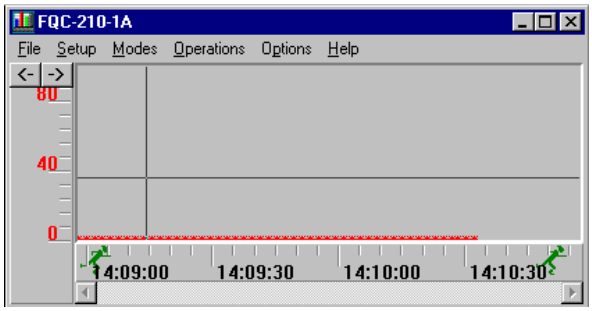


Fig. 35. Imagem do gráfico de tendência do controlador FQC-210-1A

No menu e em **Modes**, pode-se escolher a tendência real ou tendência histórica. Em tendência real, o gráfico mostra a variável em tempo real, a partir do instante zero. Em tendência real, o gráfico mostra o histórico da variável controlada. Clicando na barra de rolamento, pode-se andar para trás ou para frente no tempo.

7. Algoritmo PID

1. Ação ou modo de controle

O modo do controlador pode indicar a maneira de como está sendo gerada a saída do controlador, se automática ou se manual.

O modo do controlador também pode se referir ao sentido de variação da saída do controlador, se direta ou se inversa em relação a variação da variável medida. A seleção da ação de controle apropriada estabelece a realimentação negativa, pela definição da direção da resposta do controlador.

Finalmente, o modo ou a ação de controle é usado para classificar a resposta da saída do controlador ao erro entre medição e ponto de ajuste. Os modos de controle são respostas especificas a uma variação na variável medida ou um sinal de erro. A analise dos modos de controle e suas combinações mostrarão como melhorar a estabilidade a velocidade da resposta de malhas fechadas com realimentação negativa.

O entendimento dos modos individuais em um controlador é essencial para a aplicação bem sucedida de um controle a realimentação negativa. Os modos de controle envolvem: liga-desliga, proporcional puro, integral e derivativo. Cada combinação possível representa um compromisso entre custo e desempenho.

Um controlador a realimentação negativa deve ser ligado a uma malha fechada e deve-se selecionar a ação adequada de controle, direta ou inversa, para estabelecer a realimentação negativa. Cumpridas estas premissas essenciais, o controlador pode resolver o problema do controle pela procura de tentativa e erro de uma saída que estabeleça o balanço entre todas as influências na variável controlada.

O controlador em uma malha a realimentação negativa está em uma posição difícil. Forças imprevisíveis podem influenciar a medição e as características dinâmicas da malha podem atrasar e distorcer as variações da saída do controlador, que é usada para reduzir o erro.

Neste ambiente, é errado acreditar que a malha de controle possa executar o controle desejado. Em vez disso, a relação entre o controlador e o processo é interativa. Aqui, o tamanho, o formato e a taxa de variação das alterações na saída do controlador são cruciais para o controlador restaurar a medição igual ao ponto de ajuste, quando há um distúrbio na carga ou no ponto de ajuste.

O modo de controle é uma resposta particular a uma variação na medição. As quatro respostas básicas são:

1. liga-desliga,
2. proporcional,
3. integral e
4. derivativa.

Podem existir variações nestas respostas básicas entre os diferentes fabricantes de instrumentação de controle. Às vezes estas respostas são identificadas com nomes diferentes ou são expressas em unidades diferentes. A resposta derivativa pode ser gerada de modos diferentes e pode haver diferentes graus de interação entre as ações proporcional, integral e derivativa.

Para situações especiais, muitas características extras foram adicionadas para melhorar o controle, tais como a realimentação externa ao modo integral, chaves de batelada, rastreamento e polarização da saída. Atualmente, a flexibilidade inerente aos equipamentos eletrônicos digitais aumenta a especialização e a variedade de algoritmos de controle. Mesmo assim, os sistema s de controle são ainda construídos tendo como base as ações PID.

Um controlador é um equipamento que não pensa, suas respostas devem estar previstas e embutidas em seus circuitos. É função do projetista selecionar as respostas apropriadas para cada aplicação diferente. Quando se especifica a combinação errada dos modos de controle, pode-se ter um pobre desempenho do sistema, um aumento da complexidade da sintonia e um aumento desnecessário do custo.

Embora exista uma infinidade de processos, com diferentes graus de dificuldade de controle, as três ações de controle: proporcional, integral e derivativa, aplicadas isolada ou combinadamente permitem o controle da maioria dos processos de modo satisfatório.

Numa grande indústria petroquímica típica, em cerca de 1 000 malhas de controle tem se a

proporção de controladores mostrada na Tab. 1:

Tab. 7.1 - Freqüência das ações de controle

Ações	Percentagem
P + I	60%
P	25%
P+I+D	14%
On-Off	0,5%
Não-linear	0,5%

Pela análise da tabela, percebe-se que a quase totalidade dos controladores possui o modo proporcional, a maioria possui o modo integral e a minoria possui o modo derivativo. Não foram computadas as malhas de controle liga-desliga (on-off) executado por chaves, mas apenas o controle executado por controladores.

O algoritmo de controle proporcional, integral e derivativo (PID) foi desenvolvido no início da implantação do controle, na década de 40 e resistiu heroicamente ao aparecimento das novas técnicas digitais e ainda hoje é largamente usado, mesmo em sistemas de controle com computadores digitais e é anunciado como vantagem de venda sua incorporação em controladores lógico programáveis.

2. Ação Liga-Desliga

2.1. Conceitos

A ação liga-desliga é também chamada de: duas posições, on-off, tudo ou nada, 0-1, controle radical, bang-bang.

A ação liga-desliga pode ser considerada como o caso limite da ação proporcional, com o ganho infinito ou com a banda proporcional igual a zero.

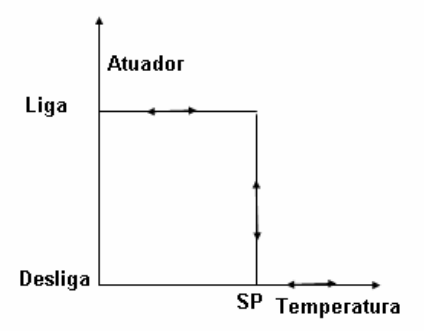


Fig. 7.1. Saída de controlado liga-desliga.

A ação liga-desliga é discreta e não contínua. A saída do controlador só assume um de dois valores possíveis: ou 0 ou 100%. Consequentemente, a válvula de controle só pode assumir duas posições: ou totalmente fechada (0%) ou totalmente aberta (100%). Não há posição intermediária e não há meio termo, por isso é chamado de controle radical.

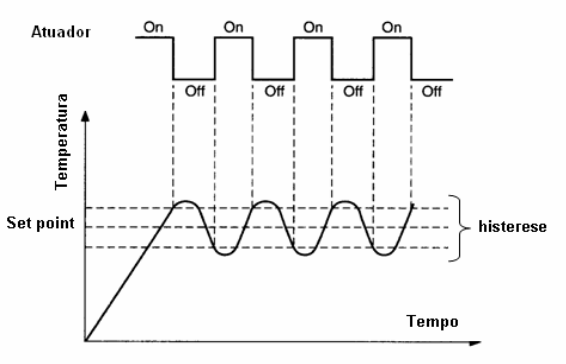


Fig. 7.2. Saída do controle liga-desliga, com um único ponto para ligar e desligar, sem histerese

A característica do controle liga-desliga é uma oscilação com amplitude constante em torno do ponto de ajuste, enquanto a carga do processo se mantiver constante. A amplitude e a frequência da oscilação irão depender da capacidade e do tempo de resposta do processo. Quando o processo é rápido, a inércia do processo é pequena, a saída do controlador varia muito rapidamente. A amplitude da oscilação fica pequena mas a frequência é grande, pois a válvula irá abrir e fechar muitas vezes e rapidamente.

Sempre que a medição passa pelo ponto de ajuste, a saída do controlador assume o outro valor. Deste modo, no controle liga-desliga a medição quase nunca é igual ao ponto de ajuste, porém, a sua média é igual ao ponto de ajuste.

A ação liga-desliga também possui o modo direto ou inverso. Na ação direta, a saída do controlador é 100% quando a medição está acima do ponto de ajuste e 0% quando está abaixo. A ação é inversão quando a saída é 0% para a medição maior do que o ponto de ajuste e 100% para a medição abaixo do ponto de ajuste.

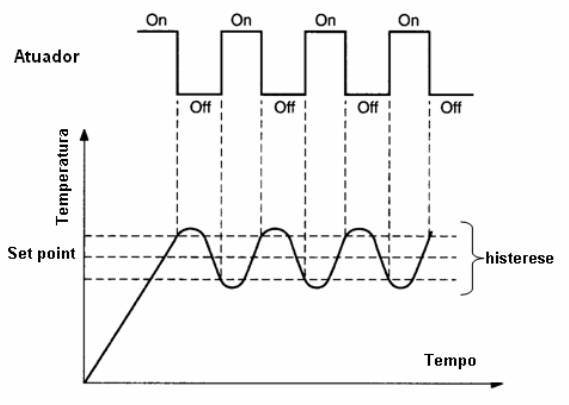


Fig. 7.3. Saída de um controle liga-desliga com dois pontos: um ponto ligar e outro para desligar.

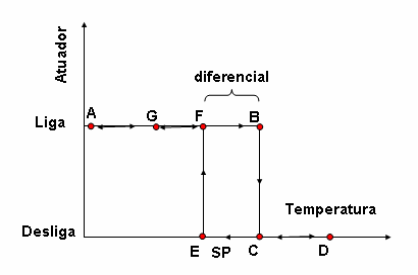


Fig. 7.4. Função de transferência do controlador liga-desliga com histerese.

2.2. Aplicações

Por ser muito simples e econômico, o controlador liga-desliga é aplicado quando:

1. não há necessidade de controle estável e exato e admite-se oscilação da variável
2. o processo é lento, podendo suportar grandes variações da demanda, tendo uma pequena amplitude e um longo período de oscilação. A aplicação do controle liga-desliga em processo rápido implicaria em grande amplitude e curto período de oscilação, que significa má qualidade de controle e acionamento freqüente do elemento final de controle 3. a energia da entrada do sistema seja relativamente pequena, quando comparada com a energia já existente no processo, ou seja, quando o processo tem grande capacidade e pequena demanda.

O controle liga-desliga é utilizado tipicamente em sistemas de ar condicionado, sistema de refrigeração domestica e sistema de aquecimento, quando a temperatura pode variar, sem problemas para o sistema, dentro de uma faixa e em torno de um valor de referência.

O sistema de controle liga-desliga é também utilizado em desligamento de segurança (shut down), para a proteção de pessoal e equipamento, durante as condições anormais de processo. Nestas aplicações, o controle liga-desliga é realizado através de chaves acionadas pela temperatura (termóstato), pela pressão (pressostato), pelo nível, pela vazão e pela posição (chaves fins de curso).

Outra representação da curva de histerese – função de transferência do controlador liga desliga com histerese é mostrada na **Fig.** 7.4. Assumindo que a temperatura do processo esteja muito abaixo do ponto de ajuste (SP), o sistema está no ponto A e o atuador está ligado. Enquanto o atuador estiver ligado, a temperatura irá subir, indo de A para B, através de F, quando a saída se desliga e cai para o ponto C. A temperatura pode continuar subindo levemente até o ponto D antes de diminuir para o ponto E, por causa da inércia do processo. Em E a saída novamente fica ligada. A temperatura pode continuar caindo levemente até o ponto G antes de subir para B, repetindo o ciclo.

3. Ação Proporcional

3.1. Conceito

A ação proporcional é assim chamada porque a posição do elemento final é proporcional a amplitude do erro entre a medição e o ponto de ajuste.

A ação proporcional é a ação corretiva do controlador que é proporcional ao valor do desvio entre a medição e o ponto de ajuste. É uma ação de controle contínua, analógica, uniforme. A saída do controlador é proporcional a amplitude do erro: grandes variações do processo provocam grandes variações no sinal de saída do controlador proporcional, que provocam grandes deslocamentos na abertura da válvula de controle e pequenas variações na medição da variável controlada provocam pequenas variações do sinal de controle e consequentemente pequenas variações na abertura da válvula.

No controle proporcional a válvula de controle pode assumir qualquer valor intermediário entre 0 e 100% de abertura. O

controlador pode emitir uma infinidade de sinais diferentes para a válvula de controle.

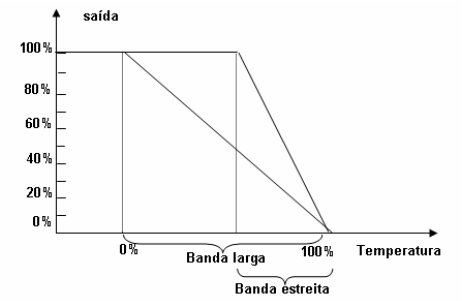


Fig. 7.5**.** Banda proporcional larga e estreita

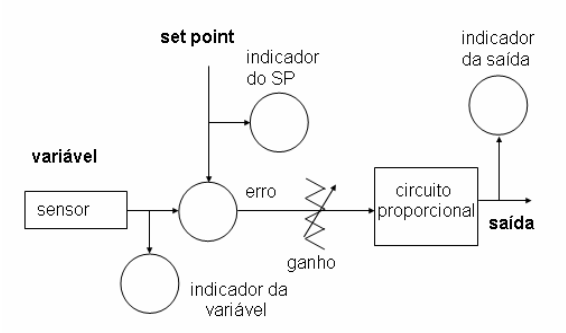


Fig. 7.6. Diagrama de blocos do controlador proporcional.

3.2. Relação Matemática

Matematicamente, a saída do controlador proporcional puro, com apenas a ação de controle proporcional, vale:

$$s = s_0 + K_c e$$

ou

$$s = s_0 + \frac{100\%}{BP} e$$

pois

$$K_c = \frac{100\%}{BP}$$

onde

s é a saída instantânea do controlador,

s_0 é a saída particular do controlador, quando o erro é zero ou seja, quando a medição é igual ao ponto de ajuste.

K_c é o ganho do controlador,

e é o erro entre a medição e o ponto de ajuste

BP é a banda proporcional do controlador

A saída proporcional é constante e igual a c_0 quando o erro é zero. Esse valor da saída do controlador, quando a medição é igual ao ponto de ajuste, é chamado de polarização do controlador. Geralmente está a 50% da faixa de saída do controlador. Quando pneumático, a saída de polarização vale 9 psig (60 kPa) . Se eletrônico e de corrente, a saída do controlador proporcional vale 12 mA cc; se eletrônico e de tensão de 0 a 10 V cc, o valor de polarização é de 5V.

A velocidade de variação da saída proporcional é proporcional a derivada do erro ou da taxa de variação do erro:

$$\frac{ds}{dt} = \frac{100\%}{BP}\frac{de}{dt}$$

A equação anterior mostra que a saída do controlador é constante quando o erro é zero ou constante e a saída do controlador proporcional se estabiliza mesmo que fique o desvio permanente. A saída varia apenas quando o erro varia.

Erradamente se pensa que a saída do controlador é zero, quando o erro é zero. Isto seria impraticável pois a saída zero implica em elemento final de controle 0 ou 100%. Por este motivo, é teoricamente possível e comercialmente disponível o controlador com o modo integral isolado mas não é possível o controlador com o modo derivativo isolado. A maioria dos fabricantes ajusta de fabrica a constante c_0, chamada de polarização do controlador em 50%.

O ponto de ajuste do controlador proporcional é estabelecido para uma determinada carga do processo. Quando o processo varia sua carga, a medição irá se desviar do ponto de ajuste, provocando um erro. O controlador irá produzir um sinal de correção, proporcional ao erro entre medição e ponto de ajuste. Como o processo não responde instantaneamente as suas variações de carga, como a correção é proporcional ao erro, a correção nunca será satisfatória e como resultado, para a nova carga do processo, haverá um desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste.

Quando ocorrer uma variação da carga do processo, a medição se afasta do ponto de ajuste. O controlador sente o erro e produz um sinal de correção que irá aproximar a medição

nova do antigo ponto de ajuste. Porém, a nova medição nunca será igual ao ponto de ajuste, pois as condições do processo foram alteradas. Há um desvio permanente.

Quando a banda proporcional do controlador é muito larga, o controlador é pouco sensível e haverá um grande desvio permanente. Para diminuir o desvio permanente deve se estreitar a banda proporcional do controlador, tornando-o mais sensível. Pode-se pensar que a solução para eliminar o desvio permanente é a diminuição da banda proporcional. Quando se diminui a banda proporcional além de um determinado limite, o processo oscila. A saída do controlador começa a variar segundo uma senóide, de modo aleatório e independente do erro. Na prática e na teoria, é impossível se eliminar o desvio permanente com o controle proporcional. Para cada processo existirá um ajuste de banda proporcional crítico que produz o mínimo desvio permanente. Quando se diminui a banda além do valor crítico, tentando eliminar o desvio permanente, aparece a oscilação no processo.

O desvio permanente é resultado da variação da carga do processo. Para uma determinada carga do processo e para um determinado ponto de ajuste se conseguiu uma estabilidade do processo e se tem a medição igual ao ponto de ajuste.

O objetivo da ação proporcional é o de estabilizar a variável controlada. A ação proporcional é realizada no controlador através de uma realimentação negativa do sinal de saída para a entrada da estação automática do controlador, para diminuir o seu ganho. Quanto maior a taxa da realimentação negativa, menor é o ganho do controlador ou maior é a banda proporcional. O ajuste da banda proporcional do controlador é o ajuste da quantidade de realimentação negativa feita pelo controlador.

A ação proporcional é instantânea; ela está em fase com o erro entre a medição e o ponto de ajuste. Matematicamente, a ação proporcional independe do tempo. Em termos práticos, a ação proporcional cuida de *quanto* deve ser corrigido, sem levar em consideração o *quando*.

No controlador proporcional, existe apenas uma saída para a qual a medição é igual ao ponto de ajuste. O controle executado pelo controlador proporcional só é perfeito, sem erro entre medição e ponto de ajuste, para uma determinada carga do processo. Quando há variação da carga a saída do controlador estabiliza a variável controlada, porém em um valor diferente do ponto de ajuste.

3.3. Desvio Permanente

Como todo processo possui atraso, a desvantagem da ação proporcional é que ela sempre deixa um desvio permanente (*off set*) entre a medição e o ponto de ajuste, quando há variação da carga do processo.

O desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste deixado pela ação proporcional é , até certo ponto, diretamente proporcional a largura da banda proporcional. Quando se ajusta a banda proporcional em valores muito pequenos e o controlador não possui as outras ações de controle, a malha de controle oscila na frequência natural do processo.

No controlador proporcional, a banda proporcional tem largura e posição fixas e se situa em torno do ponto de ajuste. Só há controle automático dentro da banda proporcional.

O controlador com a ação proporcional estabiliza a variação do processo, dentro de sua banda proporcional. O processo se estabiliza, porém, fora do ponto de ajuste. Há apenas uma única condição do processo e do controlador para que a medição seja igual ao ponto de ajuste. Quando o processo sai dessa condição, por causa da variação da sua carga ou por causa da variação do ponto de ajuste, a medição irá se estabilizar em um novo ponto, dentro da banda proporcional, porém, haverá um desvio permanente entre a medição estabilizada e o ponto de ajuste. A tentativa de se fazer o controlador proporcional controlar o processo em um ponto, provoca oscilação no processo.

O controlador proporcional só controla quando a medição da variável está dentro de sua banda proporcional. Por exemplo, se a banda proporcional do controlador está entre 80 e 100 ^{o}C, e o ponto de ajuste é 90 ^{o}C, só há controle automático dentro dessa faixa de medição. Para a temperatura de 80 ^{o}C a válvula estará na posição limite de fechamento e estará fechada quando a temperatura for menor que 80 ^{o}C. A partir dessa temperatura, ela começará a abrir e estará totalmente aberta em 100 ^{o}C. A válvula não pode controlar a temperatura até 120 ^{o}C, pois não pode abrir mais que 100%. Também não há controle para temperaturas menores que 80 ^{o}C, pois a válvula não pode fechar além de 0%.

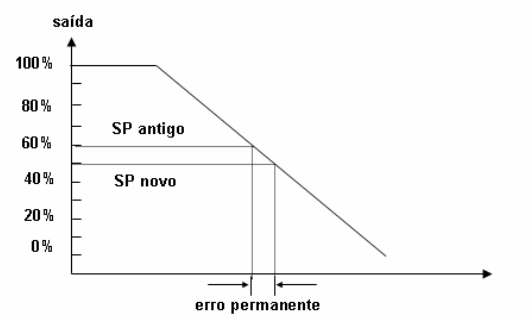


Fig. 7.7. Aparecimento do erro permanente (offset) devido a variação do ponto de ajuste (SP)

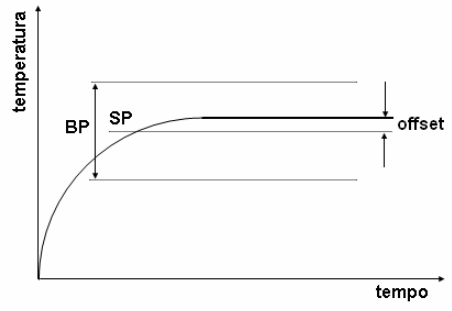


Fig.7.8. Processo se estabiliza porém fora do ponto de ajuste, deixando offset.

O formato da resposta da ação proporcional é sempre igual e em fase com o formato do distúrbio. A resposta da ação proporcional ao degrau é um degrau, com amplitude maior (banda menor que 100%) ou menor (banda maior que 100%). Quando o distúrbio é uma rampa, a ação proporcional correspondente é também uma rampa, com inclinação função da banda proporcional e com e com a direção em função da ação direta ou inversa do controlador. Quando o erro é uma senóide, a ação proporcional é uma senóide em fase e com amplitude função da banda proporcional.

3.4. Reset manual e automático

O desvio permanente pode ser removido (resetado) manual ou automaticamente. Na instrumentação eletrônica tradicional, o reset manual usa um potenciômetro para deslocar a banda proporcional eletricamente. A quantidade do desvio da banda proporcional deve ser dado pelo operador em pequenos incrementos durante um período de tempo, até que a saída do controlador satisfaça a demanda do processo no ponto de ajuste.

O reset automático usa um integrador eletrônico para fazer a função de reset. O sinal desvio (erro ou diferença entre medição e ponto de ajuste) é integrado em relação ao tempo e a integral é somada ao sinal de desvio para mover a banda proporcional. A saída é assim aumentada ou diminuída automaticamente para trazer a medição de volta ao ponto de ajuste. O integrador mantém variando a saída do controlador e assim a variável controlada, até que o desvio fique igual a zero (medição igual ao ponto de ajuste). Quando o desvio fica zero, a saída para o integrador também é zero e sua saída para de variar. Assim que esta condição é atingida, o valor correto do reset é mantido pelo integrador. Assim que ocorrer nova alteração no processo, haverá novo desvio, que faz o integrador integrar e aplicar nova ação corretiva à saída. O termo integral do controlador age continuamente para tentar fazer o desvio igual a zero. Esta ação corretiva deve ser aplicada lentamente, mas lentamente que a velocidade de resposta da carta. Quando a ação integral for muito rápida, o processo oscila.

A **Fig**. 7.8 corresponde a um processo aquecido com um aquecedor de 2000 W. A relação entre o calor da entrada e a temperatura do processo, mostrado pela curva do processo, assumido linear. A função de transferência para um controlador com uma banda proporcional de 200 ^{o}C, mostrada para três diferentes pontos de ajuste nas curvas I, II e III. A curva I com um ponto de ajuste em 200 ^{o}C intercepta a curva do processo a um nível de potência de 500 W, que corresponde a uma temperatura do processo de 250 ^{o}C. O offset neste ponto de ajuste é de 50 ^{o}C (250 – 200 ^{o}C). A curva II, com ponto de ajuste em 500 ^{o}C, corta a curva do processo em 1000 W, que corresponde a uma temperatura de 500 ^{o}C e não há offset, desde que a temperatura corresponde a 50% da potência. A curva III, com um ponto de ajuste de 800 ^{o}C intercepta a curva do processo em 1500 W, que corresponde a uma temperatura de 750 ^{o}C e o offset nestas condições é de -50 ^{o}C (750 - 800 ^{o}C). Estes exemplos mostram que o desvio permanente (offset) depende da função de transferência do processo, da banda proporcional (ganho) e do ponto de ajuste.

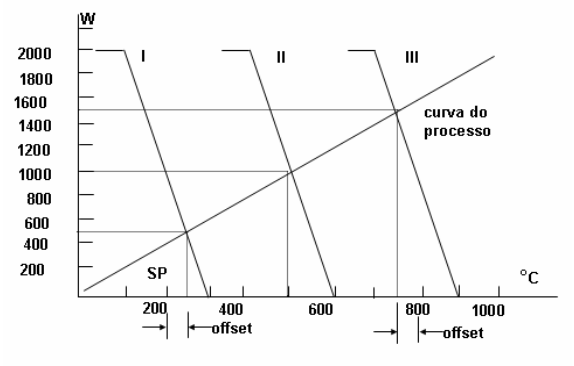


Fig. 7.9. Mecanismo pelo qual ocorre desvio permanente (offset) com controlador proporcional.

3.5. Aplicações da Ação Proporcional

O controlador com a ação proporcional isolada é aplicado nos processos com pequena variação da carga e em processos onde pode haver pequenos desvio da medição em relação ao ponto de ajuste.

O controlador proporcional é aplicado no controle do processo onde a estabilidade é mais importante que a igualdade da medição com o ponto de ajuste.

O nível é a variável que é tipicamente controlada apenas com a ação proporcional.

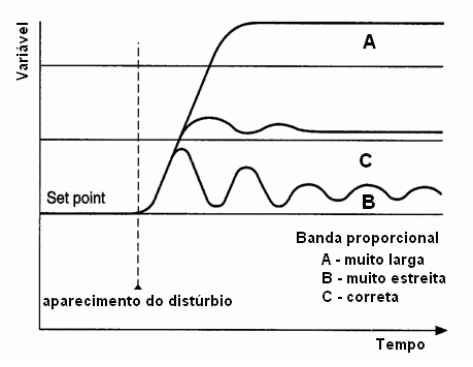


Fig. 7.10**. Saída c**arac**t**erística de um controlador P

Na **Fig**. 10, a curva A é resultante de uma banda proporcional muito larga, com grande desvio permanente. O desvio pode ser diminuído pelo estreitamento da banda proporcional. Instabilidade acontece quando a banda proporcional for muito estreita, como na curva B. Tem-se o controle ótimo, como mostrado na curva C, quando se ajusta a banda um ponto mais larga que a banda que provoca oscilação. Se os parâmetros do processo variam com o tempo ou se as condições de operação mudam, é necessário fazer nova sintonia do controlador ou usar uma banda proporcional mais larga para evitar a instabilidade.

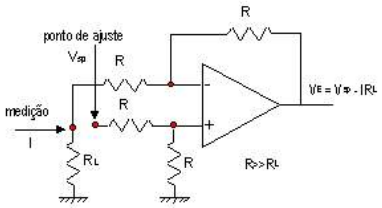


Fig. 7.11. Circuito de detecção do erro entre medição e ponto de ajuste com amp op.

4. Ação Integral

4.1. Conceito

A ação integral é proporcional à integral, no tempo, do erro entre a medição e o ponto de ajuste. Ou, interpretando a integral, é a ação corretiva proporcional a duração do erro existente entre a medição e o ponto de ajuste.

A ação integral discrimina o erro entre a medição e o ponto de ajuste pela sua duração: O erro que dura muito tempo para ser eliminado produz uma grande ação corretiva, o erro de curta duração gera uma pequena ação integral de correção.

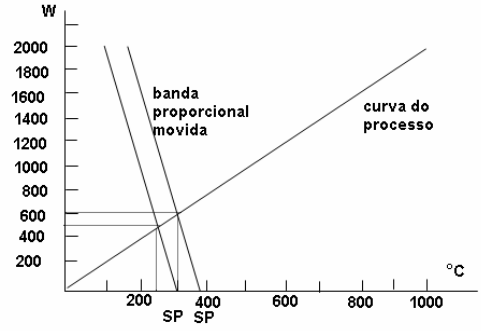


Fig. 7.12. Mecanismo pelo qual a ação integral elimina o erro permanente (offset) do controlador

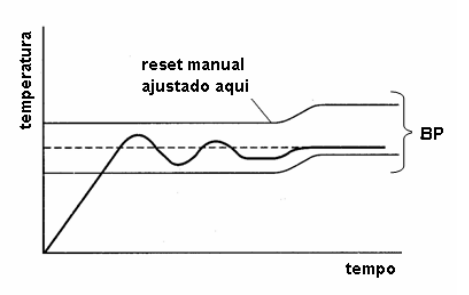


Fig. 7.13. Reset manual do controlador proporcional

A ação integral é uma ação de controle complementar à ação proporcional. O seu propósito é o de prover a ação de controle adequada com as variações da demanda ou do suprimento do processo. Como estas variações de carga do processo implicavam na existência do desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste, o objetivo da ação integral é o de eliminar o desvio permanente deixado pela ação proporcional. Por esta função, a ação integral é chamada de ação reset ou de reajuste. Ela elimina o erro residual, reajustando o valor da medição igual ao ponto de ajuste.

A ação integral elimina o desvio permanente porém não elimina o pico do erro (*overshoot*) desde que o pico ocorre antes que a ação integral comece a atuar. A ação integral, quando associada a ação proporcional, começa atuar depois da ação proporcional; ela está atrasada em relação a ação proporcional.

A ação integral está comumente associada a ação proporcional. A quantidade da ação integral fornecida pelo controlador está diretamente ligada a correção do modo proporcional. A ação integral repete a ação proporcional dentro de um determinado período de tempo. Essa ação repetida se processa continuamente até que a medição fique igual ao ponto de ajuste.

4.2. Relação Matemática

A expressão matemática da saída com a ação integral associada à proporcional é:

$$s = s_0 + \frac{100\%}{BP} e + \frac{1}{T_i} \int edt$$

onde

Ti é o tempo integral,

$\frac{1}{T_i} \int edt$ é a ação integral

Pode-se ter também o ganho proporcional atuando simultaneamente na ação proporcional e na ação integral, ou seja,

$$s = s_0 + \frac{100\%}{BP} \left[e + \frac{1}{T_i} \int edt \right]$$

Quando há um erro, a saída integral varia em uma velocidade proporcional ao erro multiplicado por uma constante K_i, chamada de taxa da ação integral:

$$\frac{ds}{dt} = K_i e$$

Faz se uma certa confusão entre ação integral e tempo integral, pois eles são o inverso um do outro. O tempo integral é o tempo que a ação integral leva para alcançar ou repetir a ação proporcional e a ação integral é a quantidade de vezes que a ação proporcional é repetida, na unidade de tempo. São disponíveis controladores com ajustes de ação integral (repetição por tempo) e em tempo integral (tempo por repetição). Dimensionalmente, o correto para a ação integral deve ser o número de repetições por unidade de tempo e para o tempo integral, a unidade de tempo por repetição.

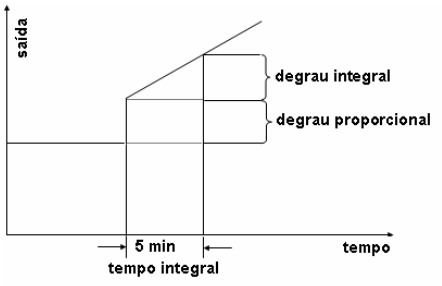


Fig. 7.14. Definição de tempo integral

4.3. Características

Na sintonia do controlador é comum a eliminação temporária do efeito da ação integral e portanto é necessário saber, *a priori*, como é o ajuste do controlador. Quando o ajuste é da ação integral (repetição/tempo), elimina-se completamente a ação integral do controlador ajustando-se o tempo integral no valor máximo, idealmente igual a infinito. Quando o ajuste é da tempo integral

(tempo/repetição), elimina-se completamente a ação integral ajustando-se o tempo integral no valor mínimo, idealmente igual a zero.

Outro modo de se ver a ação integral está relacionado com a posição da banda proporcional. A ação integral desloca a banda proporcional, quando a carga do processo ou o ponto de ajuste é alterado, de modo que o ponto de ajuste fique sempre no meio da banda. No controlador proporcional, só havia um único ponto para a medição ficar igual ao ponto de ajuste, em todos os outros pontos havia um desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste. No controlador proporcional e integral, o controlador manterá saída variando continuamente até que a medição volte a ficar igual ao ponto de ajuste.

Quando se tem um distúrbio tipo degrau (K), a ação integral é uma rampa (t), que começa a atuar do zero e fornece uma saída sempre crescente, obrigando o atuador a variar até eliminar o erro residual. A resposta integral ao distúrbio tipo rampa (t) é uma parábola (t^2) e a uma senóide, é outra senóide atrasada.

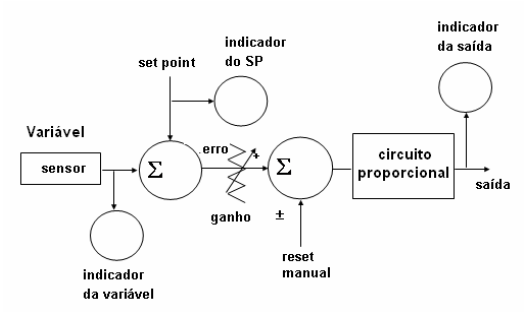


Fig. 7.15. Diagrama de blocos do controlador proporcional com reset manual

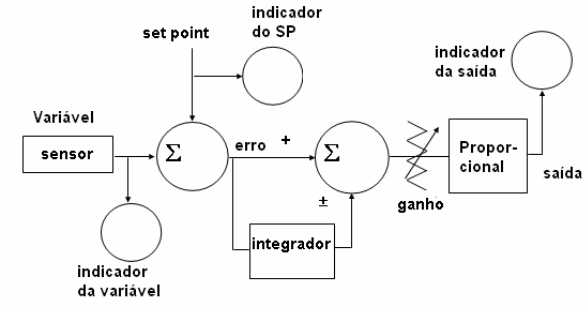


Fig. 7.16. Diagrama de blocos do controlador proporcional mais integral (PI)

Fisicamente, a ação integral é uma realimentação positiva atrasada. Por ser realimentação positiva, a adição da ação integral piora a estabilidade da malha de controle. Quando se tem um controlador proporcional, com uma determinada banda proporcional ajustada, a adição da ação integral requer o aumento da banda proporcional, para manter a mesma estabilidade da malha. Quando o ajuste da ação integral for tal que a realimentação positiva prevalece sobre a negativa ou anule a negativa, haverá a oscilação crescente ou no mínimo, a oscilação constante da variável controlada.

Quando se faz o estudo da estabilidade do sistema de controle através da técnica de Root-locus, sabe se que a adição de pólos na função transferência piora a estabilidade relativa do sistema de malha fechada. A colocação da ação integral significa acrescentar um termo 1/sT, ou seja, um polo na função transferência da malha fechada.

Quando se diminui o tempo integral ou aumenta se a ação integral, diminui se o erro permanente mas a malha é mais oscilatória. Quando se diminui demais o tempo integral, aparece uma oscilação, com um período maior que o período natural do processo.

Na realização prática do controlador proporcional mais integral, a ação integral é desempenhada por um elemento capacitivo e um elemento resistivo. O ajuste da fino da ação integral é feita através da restrição que pressuriza o fole capacitivo. O ajuste grosso é feito através da seleção de diferentes elementos capacitivos. Quando se ajusta o tempo integral muito curto (ação integral muito grande) o controlador pode levar o sistema para a oscilação, pois a realimentação positiva da ação integral anulou a realimentação negativa da ação proporcional muito rapidamente.

Quando se tem um controlador proporcional mais integral em uma malha que está oscilando, é possível saber se a oscilação foi provocada pela banda proporcional muito estreita ou pela ação integral muito grande, desde que se conheça a freqüência de oscilação natural do processo. A oscilação provoada pela banda proporcional muito estreita possui a mesma freqüência da oscilação natural do processo. A oscilação provocada pela ação integral muito grande possui menor freqüência de oscilação que a freqüência natural do processo. A oscilação provocada pela ação integral é relativamente mais lenta que a provocada pela ação proporcional.

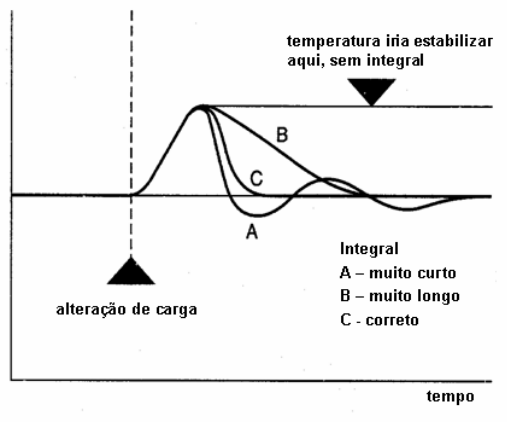


Fig. 7.17. Ações proporcional e integral

Para aplicações onde há grande e freqüente variação de carga do processo, usa-se um controlador P+I. Constante de tempo integral muito grande faz o processo voltar para o ponto de ajuste de modo demorado, como na curva B. Constante de tempo muito pequena faz o processo oscilar de modo amortecido, cruzando o ponto de ajuste várias vezes, antes de se estabilizar, como mostrado na curva A. A curva ideal é quando a variável controlada volta para o ponto de ajuste

4.4. Saturação do Modo Integral

A maioria dos controladores de processo possui a ação integral, ora associada apenas ao modo proporcional, ora associada as outras duas ações, proporcional e derivativo. A utilidade da ação integral é a de eliminar o desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste. Porém, a ação integral pode ser prejudicial ao controlador, provocando a saturação da sua saída.

Na prática, a saída do controlador ultrapassa o valor de 100% da saída e vai atingir o valor da alimentação do sistema. Em números, no controlador pneumático, a saturação do modo integral leva a saída do controlador até 20 psig, muito além do limite de faixa, que é 15 psig. Se o controlador é eletrônico, com o sinal padrão de 0 a 10 V cc, alimentado por +15 V cc e -15 V cc, a saída irá para +15 V cc, também além 50% do fim de escala, que seria +10 V cc. Aliás, o fenômeno de saturação, a depender da ação direta ou inversa do controlador, pode acontecer também no início da faixa. Nesse caso, o controlador fica com a saída saturada em 0 psig ou 0 V cc.

Esse fenômeno é chamado de saturação do modo integral ou *reset wind up* ou, menos comumente, de *reset wind down*, quando a saída vai para o princípio da faixa.

4.5. Aparecimento da Saturação

A saturação do modo integral pode ocorrer nas seguintes situações:

1. a ocorrência de uma variação brusca e demorada, tipo degrau, entre a medição e o ponto de ajuste da variável de processo.
2. a carga do processo excede os limites da variável manipulada
3. a manipulação da variável é obstruída por uma falha de equipamento, como desligamento de bomba, falta de energia, bloqueio da válvula, emperro da haste da válvula.
4. o elemento final de controle atinge seus limites físicos.
5. e existência do processo batelada. Enquanto o processo ficar parado para a recarga e o controlador ficar ligado em automático, a medição é zero, o ponto de ajuste é finito e o controlador vai variar a saída para inutilmente tentar fazer a medição subir para o ponto de ajuste. O resultado dessa tentativa de controle é a saturação da sua saída.
6. a válvula de controle é atuada por um controlador, selecionado entre n controladores. Apenas há um controlador responsável pelo controle e os outros (n-1) controladores ficam em espera, inativos, com as saídas terminando no seletor de sinais. Esses (n-1) controladores podem saturar suas saídas, se tiverem o modo integral.
7. o processo com sistema de controle em cascata. Há determinadas situações que levam o controlador primário e depois, todo o sistema para a saturação.

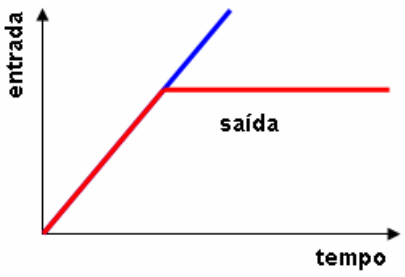


Fig. 7.19. Saída saturada. Depois do ponto A, a entrada aumenta porém a saída contínua no valor de saturação (no fim da faixa ou em 100%).

4.6. Eliminação da Saturação do Integral

A saturação do controlador é sempre indesejável; pois a perda do controle pode levar o processo para condições inseguras e pode provocar ultrapassagem proibitivas da medição em relação ao ponto de ajuste. Assim, a saturação do integral deve ser minimizada, quando não for possível elimina-la.

Em certas condições, o modo mais obvio de se evitar a saturação do controlador é a operação manual. Ora, desligar o controlador durante a parada do processo tipo batelada e parti-lo manualmente, certamente evita a saturação do controlador. Porém, tal solução não é automática nem inteligente.

O efeito da saturação do modo integral pode, ainda, ser diminuído colocando-se limites, de máximo ou de mínimo, no sinal de saída do controlador. Há inconveniências, pois, os limites não podem ser ajustados dentro de 0 a 100% da faixa de controle sem prejuízo da operação normal do controlador.

Em controladores eletrônicos, onde é mais fácil e econômico se obter tais limites, os circuitos limitadores são disponíveis de modo padrão. Há quem diga que tais controladores sejam inerentemente anti-saturação do integral. Isso não é rigoroso nem correto. Obviamente a saída do controlador fica confinada aos limites impostos pelos ajustes de máximo e de mínimo. Porém, ainda poder haver saturação do modo integral, só que em outros valores. Os limitadores não eliminam os problemas de ultrapassagem da medição em relação ao ponto de ajuste. O que se pode dizer desses controladores, com limitadores do sinal da saída, é que eles não entram em saturação em malhas comuns, por causa de sua realimentação interna. Porém, sistemas complexos exigem realimentação externa e outras providências adicionais para se eliminar a saturação do controlador.

O arranjo preferencial é adicionar uma realimentação externa ao modo integral do controlador. A realimentação externa substitui o circuito de limitação da saída. Nos controladores eletrônicos modernos, que utilizam circuitos integrados para os amplificadores operacionais, a realimentação externa passa por um amplificador operacional e o circuito contem potenciômetros que ajustam o valor de atuação, onde deve ser limitada a saída do controlador. Mesmo com a opção de realimentação externa ao modo integral, é ainda possível a opção de limitação, superior e inferior do sinal de saída do controlador, prevalecendo o de menor valor. Por isso deve-se tomar cuidado nos ajuste do valor batelada, máximo e mínimo, para que se possam usar os máximos recursos do controlador. Os ajustes mal feitos de uma opção podem bloquear a atuação da outra opção.

Finalmente, porque a mais complexa e a de mais recursos, há a configuração utilizando-se a chave batelada, com ajuste adicional de precarga. Como essa situação é muito freqüente, já são disponíveis controladores tipo batelada, que incorporam em seu circuito a unidade batelada. Além de evitar a saturação do modo integral, o controlador batelada torna possível a partida automática do processo sem ultrapassagem do ponto de ajuste pela medição. A chave batelada possui ajustes: ajuste batelada, que define o valor de atuação da chave e o ajuste de precarga, que precondiciona o controlador para a partida automática na retomada do processo.

5. Ação Derivativa

5.1. Conceito

A ação derivativa é a ação corretiva proporcional à derivada em relação ao tempo do erro entre a medição e o ponto de ajuste. A ação derivativa detecta a variação (aumento ou diminuição) do erro entre a medição e o ponto de ajuste e fornece uma saída proporcional a esta taxa de variação. Ela discrimina o erro por sua variação. Para uma variação repentina, mesmo de pequena amplitude, a ação derivativa provê um grande sinal de correção; os erros lentos provocam uma pequena ação derivativa de correção. Erro constante, como o desvio permanente do controlador proporcional, não é afetado pela ação derivativa.

Quando se tem um desvio tipo rampa, a resposta da ação derivativa é um degrau. Por este comportamento de se adiantar a ação proporcional, a ação derivativa é erradamente chamada de ação **antecipatória,** pois ele se antecipa à ação proporcional. A ação derivativa **não** se antecipa ao aparecimento do erro. Quando aparece um erro e ele é detectado pelo controlador, a ação derivativa sente sua velocidade de variação e produz uma componente corretiva proporcional a esta variação. A ação derivativa, na realidade, atrasa a resposta proporcional do controlador, fazendo-o dar uma saída exagerada para variações bruscas da medição. O grau de exagero é a taxa da ação derivativa e é proporcional a velocidade de variação do sinal medido.

A ação derivativa é usada para apressar a ação corretiva do controlador. A sua inclusão porém complica e dificulta a sintonia do

controlador, por causa das interações com as outras ações.

O tempo derivativo é o tempo, em minutos, durante o qual a saída adiantará a saída do controlador, durante uma variação na entrada tipo rampa. O tempo derivativo é o tempo que a ação proporcional leva para atingir a ação derivativa.

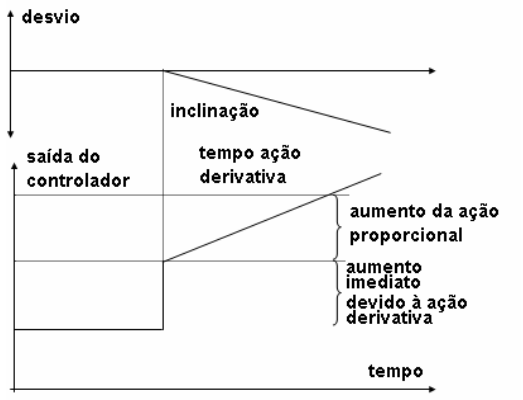


Fig. 7.20 Definição de ação derivativa

5.2. Relação Matemática

A ação derivativa é expressa em unidade de tempo. Quanto maior o tempo derivativo, maior é a duração da ação, maior é a ação derivativa. Quando se quer retirar a ação derivativa do controlador, deve se ajustar o tempo derivativo em zero. O que é coerente com a expressão da ação derivativa:

$$s_d = T_d \frac{de}{dt}$$

onde

T_d é o tempo derivativo.

5.3. Características

A ação derivativa altera a largura da banda proporcional, estreitando-a ou alargando-a, variando a sensibilidade do controlador.

Geralmente a ação derivativa é usada em conjunto com a ação proporcional, constituindo também de uma ação corretiva adicional. A ação derivativa é usada na minoria dos controladores, porque o ajuste mínimo disponível é maior que o requerido para a maioria das malhas.

Quando aparece um distúrbio no processo, o controlador PID detecta o erro entre a medição e o ponto de ajuste e atua no processo. Relativamente, a primeira ação a atuar é a derivativa, a segunda é a proporcional e finalmente, a última é a ação integral.

A ação derivativa é realizada no controlador através de um atraso na realimentação negativa. Durante um intervalo de tempo ajustável, o controlador fica com o ganho elevado. Por isso esta ação só é aplicada em processo lento. É também fácil de entender que quanto maior o tempo derivativo, maior é a ação derivativa. O ajuste da ação derivativa em valor muito grande pode provocar oscilação no processo, pois o controlador fica muito tempo sem a realimentação negativa.

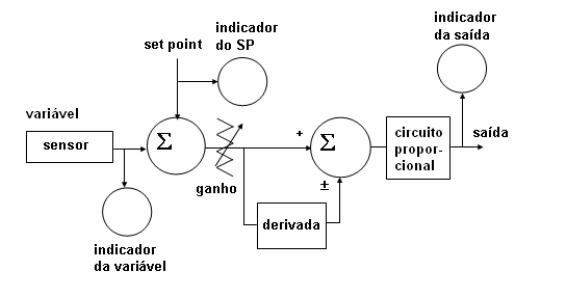
Os componentes do circuito derivativo são os mesmos do integral, pois as funções derivada e integral são inversas uma da outra. Apenas a posição relativa dos elementos capacitivo e resistivo é trocada.

Quando se estuda a estabilidade relativa do sistema de malha fechada de controle, a adição de zeros na função de transferência dá maior estabilidade ao sistema. A adição da ação derivativa significa colocar um zero na função de transferência do sistema (sT_d). Com efeito, a ação derivativa melhora a estabilidade do sistema de controle.

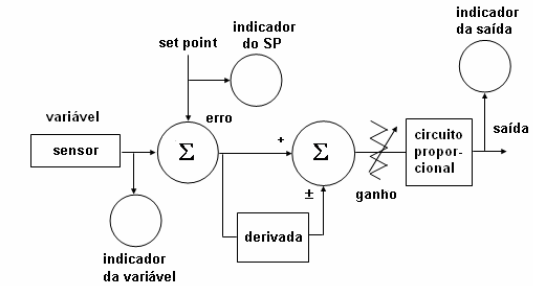
Quando se tem um controlador proporcional mais integral mais derivativo em oscilação, a causa da oscilação pode ser a banda proporcional muito estreita, o tempo integral muito pequeno ou o tempo derivativo muito grande. Se a oscilação ocorre na frequência natural do processo a sua causa é o ajuste da banda proporcional muito estreita, se a oscilação ocorre em frequência maior que a frequência natural do processo, o motivo é o ajuste do tempo derivativo muito grande e finalmente, se a oscilação ocorre em frequência menor que a frequência natural, o causador foi o ajuste do tempo integral muito pequeno.

A resposta da ação derivativa ao degrau é a função impulso, que é igual a zero quando a entrada é constante e que assume um valor altíssimo na subida do degrau; teoricamente infinito, quando o tempo de subida do degrau é zero. Os matemáticos chamam-na de função Dirac. Como é freqüente a alteração rápida do ponto de ajuste pelo operador de processo, a maioria dos controladores eletrônicos e pneumáticos possui o circuito da ação derivativa atuando apenas na medição e não no erro entre a medição e o ponto de ajuste. Nos controladores com ação derivativa sem esta característica, o operador de processo deve alterar suavemente o ponto de ajuste a fim de não provocar oscilação no processo. Deve se ter bem claro que a alteração do ponto de ajuste é um distúrbio para o processo, pois

houve alteração do ponto de operação desejado.



(a) Ação derivada atuando no erro ou na diferença entre medição e ponto de ajuste.



(b) Ação derivada atuando apenas na medição e não na diferença entre medição e ponto de ajuste.

Fig. 7.21. Diagrama de blocos do controlador PD

Quando aparece um distúrbio no processo que provoca o afastamento da variável controlada do ponto de ajuste, o controlador tende a eliminar ou diminuir este desvio. Assim a ação corretiva do controlador deve ser aplicada na mesma direção e no sentido oposto ao erro. Isto significa dizer que a ação corretiva deve estar defasada de 180 graus do erro ou ainda, que deve haver uma realimentação negativa. Apenas a ação proporcional corrige o erro, porém deixa um erro residual porque ela atua com um ângulo de fase diferente de 180 graus. O objetivo da ação integral é o de eliminar este erro residual, girando a ação corretiva e tornando a oposta ao erro. A ação integral atrasa o sinal de correção. Quando ela é insuficiente, ainda fica um pequeno erro residual. Quando ela é demasiada há oscilação porque há predominância da realimentação positiva. A adição da ação derivativa ajuda a tarefa de alinhar a ação corretiva com erro. A ação derivativa adianta o sinal de correção. A ação proporcional está relacionada com o ganho do controlador e as ações integral e derivativa com o ângulo de fase da correção. Em resumo, a ação proporcional determina o quanto da ação corretiva e as ações integral e derivativa estabelecem quando é conveniente a aplicação da correção, de modo que não haja desvio permanente e que a eliminação do erro seja a mais rápida possível.

O uso da ação derivativa permite o uso de uma menor banda proporcional e de um menor tempo integral, para a mesma estabilidade. Menor banda proporcional implica em menor erro de pico e menor erro acumulado.

Quando se aumenta a ação derivativa, aumenta se o tempo derivativo e se reduz o *overshoot* da saída devido ao distúrbio da carga mas a saída fica mais oscilatória. Quando se aumenta muito a ação derivativa, a curva de saída não ultrapassa o ponto de ajuste e a ação corretiva é muito amortecida. Quando se aumenta ainda mais a ação derivativa, haverá oscilação com um período de oscilação menor que o natural do processo.

A quantidade de ação derivativa permitida para um processo com determinado tempo morto diminui quando a constante de tempo característico diminui (processo mais rápido), desde que o período natural diminui de (4 tm) para (2 tm).

5.4. Aplicações

Erradamente se acha que toda variável lenta necessita da ação derivativa. A lentidão da variável é uma condição necessária mas não é suficiente para justificar a aplicação da ação derivativa. É também necessário que haja variação rápida da carga do processo lento para exigir a aplicação da ação derivativa. O processo lento que sofre variação lenta da carga não necessita da ação derivativa. Aliás, a ação derivativa praticamente não responde a pequenas rampas de erro. A ação derivativa não tem nenhum efeito no desvio permanente deixado pela ação proporcional.

Não se necessita usar a ação derivativa em processo rápido, pois sua resposta já é rápida e o uso da ação derivativa provocaria certamente oscilação no sistema. Não se deve usar ação derivativa em processo com ruído, pois ela amplifica o ruído. O valor da ação derivativa é função da quantidade de ruído. Processos com pequenas constantes de tempo característicos (rápidos) tendem a possuir mais ruído, desde que a atenuação do ruído pelo filtro é inversamente proporcional a constante do tempo característico.

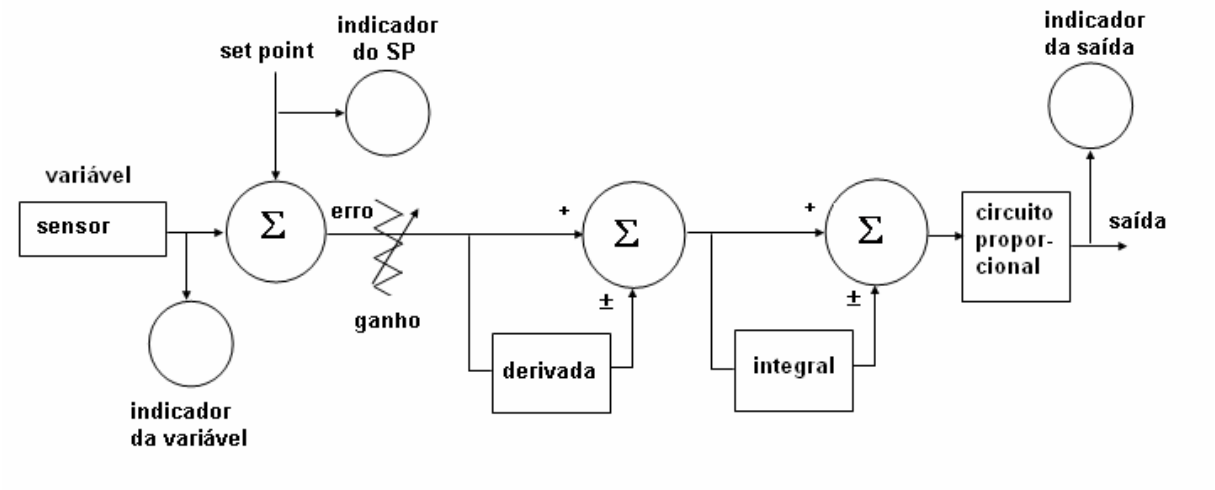


Fig. 7.22. Diagrama de blocos de controlador Proporcional, Integral e Derivativo (PID)

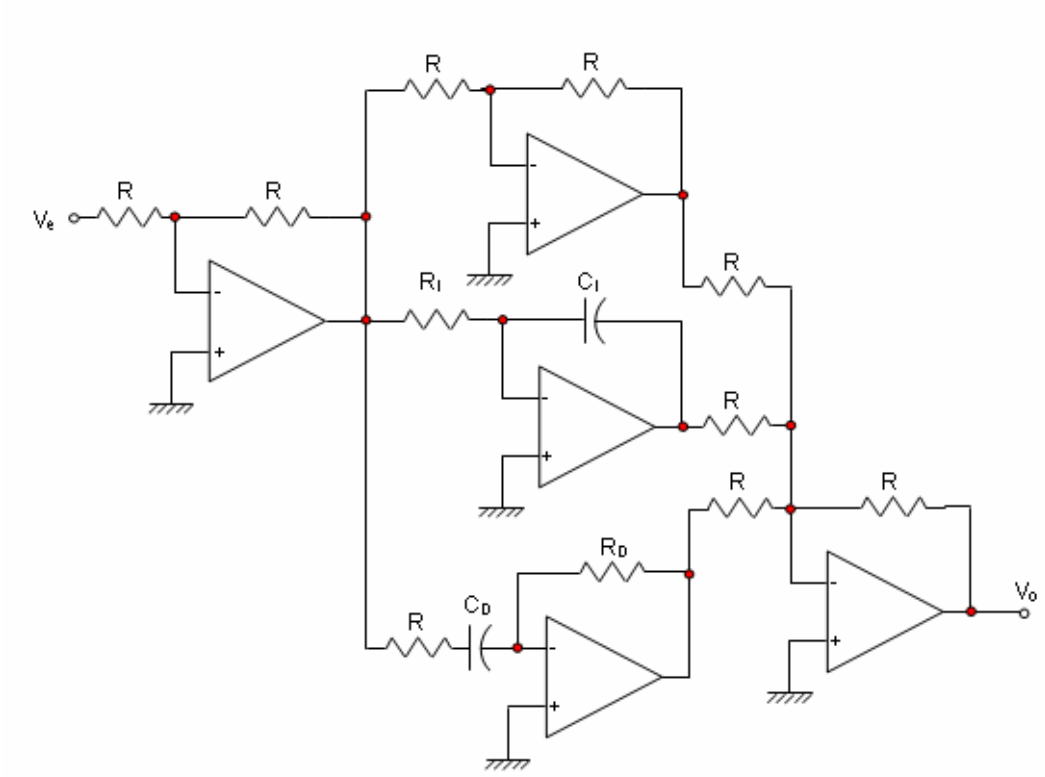


Fig. 7.23**.** Controlador eletrônico analógico com ações Proporcional, Integral e Derivativa. Outros circuitos são possíveis, alguns com menor quantidade de amp op.

O controlador P + D é aplicado em processos que aceitam o desvio permanente e que possuam múltiplas constantes de tempo. A aplicação típica é o controle da guia da extremidade de papel, onde se requer estabilidade e onde há o perigo da saturação do modo integral. Aliás, essa é a regra: utiliza-se o controlador sem o modo integral e com o modo derivativo quando:

1. quer se evitar integral, de saturar a saída do controlador, quando o desvio é demorado.
2. quer compensar as variações bruscas do processo.

6.2. Tipos de Controladores

Controlador P

O controlador proporcional simplesmente ajusta o ganho do sistema, K. Se o processo tem um ganho Kp e o controlador tem ganho K_C, o ganho do sistema vale:

$$K = K_c K_p$$

Se o sistema é instável para o ganho K_p, deve-se diminuir o ganho do controlador K_c, para diminuir o ganho do sistema K. Se a instabilidade não é o problema, pode se usar o controlador proporcional e aumentar o seu ganho para se ter um pequeno erro permanente.

O controlador P estabiliza o processo porém só se tem a variável controlada igual ao ponto de ajuste para um único ponto; em todos os outros pontos o processo se estabiliza fora do ponto de ajuste, ocorrendo um desvio permanente.

Como ele não possui ação integral, não há perigo de saturação da saída do controlador. A sua resposta é relativamente rápida.

Controlador PI

O controlador PI, também chamado de compensador de atraso, ajusta o ganho do sistema como o proporcional, mas aumenta o tipo do sistema para 1. Se o processo é do tipo 1, o uso do controlador PI muda-o para o tipo 2.

O aumento do tipo do sistema aumenta os tipos de entradas que podem ser aplicadas ao sistema, sem gerar erros permanentes inaceitáveis.

O controlador PI estabiliza o processo e sempre se tem a variável controlada igual ao ponto de ajuste. O controlador PI oferece estabilidade e igualdade.
Como ele possui ação integral, há perigo de saturação da saída do controlador, quando o erro for muito demorado. A sua resposta é relativamente lenta, pois a ação integral torna a resposta do controlador mais lenta. O controlador PI é menos estável que o controlador P e o controlador PID. Estatisticamente, o controlador PI é o mais usado, na prática de controle de processo contínuo.

Controlador PD

O controlador PD, também chamado de compensador de adiantamento, permite a alteração da resposta transiente do sistema. O uso do controlador PD pode alterar um sistema sub amortecido para um sistema criticamente amortecido ou super amortecido. O ganho pode ser mudado para alterar a estabilidade e o erro permanente.

O controlador PD estabiliza rapidamente o processo porém só se tem a variável controlada igual ao ponto de ajuste para um único ponto; em todos os outros pontos o processo se estabiliza fora do ponto de ajuste, ocorrendo um desvio permanente.

Como ele não possui a ação integral, não há perigo de saturação da saída do controlador. Como ele possui a ação derivativa, a sua resposta é relativamente a mais rápida possível. Raramente se aplica um controlador PD na prática de controle de processo.

Controlador PID

O controlador PID permite a alteração do ganho (P), do tipo do sistema (I) e da resposta transiente (D) de modo a melhorar a operação do sistema.

O controlador PID estabiliza o processo (por causa da ação proporcional), torna a medição igual ao ponto de ajuste (por causa da ação integral), de modo rápido (por causa da ação derivativa).

Como ele não possui a ação integral, há perigo de saturação da saída do controlador, quando o erro for demorado. O controlador PID é aplicado em controle de processo que envolva temperatura e análise de processo.

7. Controle das Variáveis

As variáveis de processo mais envolvidas são: pressão, temperatura, vazão e nível. Serão vistas agora as suas características dinâmicas, suas dificuldades e suas exigências de controle.

7.1. Pressão

A pressão é caracterizada pela grande capacidade, pequeno atraso de transferência e pequeno tempo morto. Por ter grande capacidade, pode-se ter auto-regulação do

controle de pressão, desde que não haja vazão.

O tempo de resposta da pressão rápida é aproximadamente igual ao da vazão e o tempo da pressão lenta se aproxima do tempo do nível. O exemplo de um processo com pressão rápida é o controle da pressão de um tanque, manipulando a vazão de saída do vapor. O exemplo da pressão lenta é a manipulação da vazão d'água de resfriamento na entrada do trocador de calor para controlar a pressão do vaso de vapor. A dinâmica da transferência do calor e o atraso d'água através do trocador influem no tempo de resposta da malha de controle da pressão.

Pode-se controlar a pressão de um gás pela manipulação da vazão da entrada ou da saída do gás no tanque de volume constante. A pressão de gás em tanque de volume constante é de fácil controle, mesmo quando o volume é pequeno. Basta um controlador proporcional com banda proporcional estreita. Quando não se pode ter desvio permanente, usa-se também o modo integral.

O controle de pressão de liquido é praticamente igual ao controle de vazão.

Em sistema com vapor e liquido em equilíbrio, a pressão pode ser controlada pelo ajuste da vazão do liquido ou pela transferência de calor. A pressão do sistema líquido-vapor em equilíbrio é afetada pela vazão do produto e pela transferência do calor. Assim, para o controle de pressão de vapor saturado, basta controlar a vazão de massa do vapor.

Nos sistemas mais complexos, como a caldeira, a coluna de destilação ou o evaporador, o controle da pressão está ligado diretamente ao controle de temperatura.

A pressão no início de uma tubulação está diretamente relacionada com a vazão da linha. A única participação dinâmica do processo é a inércia apresentada pela vazão do liquido. A banda proporcional do controlador de pressão deve ser mais estreita, ou seja, o controlador deve ser mais sensível do que para o controle de vazão.

Raramente se utiliza a ação derivativa para o controle de pressão. O controlador típico para o controle de pressão é o PI. A banda proporcional é tipicamente maior que 100% e o tempo integral é pequeno.

7.2. Vazão

A vazão é a variável de processo com a resposta mais rápida e com a menor capacitância.

A vazão é a variável manipulada da maioria dos controles de outras variáveis. Quando se tem o controle de vazão, a coincidência entre a variável manipulada e a controlada torna ainda mais fácil o controle.

A vazão entre dois pontos de uma tubulação com seção circular fechada é gerada e modificada pelas bombas e compressões, que produzem uma diferença de pressão entre eles. A vazão sempre vai do ponto de maior pressão para o de menor pressão. A vazão sofre distúrbios das conexões e acidentes da tubulação, da colocação de elementos sensores e de válvulas, de equipamentos tais como trocadores de calor. Como a vazão possui pequena capacitância e como a maioria dos líquidos é não compreensível, esses ruídos provocados pelos distúrbios não são amortecidos e se transmitem por todo o sistema. Na escolha e nos ajustes do controlador, esses ruídos da vazão devem ser considerados. Como conclusão, quase nunca se utiliza o modo derivativo no controlador de vazão.

Se o fluido é gás, está sujeito a expansão devida a variação da pressão. Se o fluido é liquido, a inércia é fundamental: a vazão começa com aceleração e termina com desaceleração.

No controle de vazão, a válvula de controle geralmente é colocada depois medidor de vazão, para se evitar que os distúrbios provocados pela ação da válvula afetem a medição da placa de orifício. Devem ser respeitadas as distâncias mínimas de trecho reto antes e depois do medidor. Os distúrbios provocados a jusante do medidor são menores do que os provocados a montante.

Por causa dos vários elementos dinâmicos associados a medição de vazão, o ganho dinâmico da malha de medição, incluindo a tubulação, o transmissor, o controlador e o atuador da válvula, é muito grande e a banda proporcional a ser ajustada no controlador deve ser larga, nunca menor que 100%.

No controle de vazão os modos usados são o proporcional e o integral, para não permitir desvios permanentes. Nunca se utiliza o modo derivativo, por causa dos ruídos presentes. Ou então, é possível a utilização ação derivativa inversa, que amortece esses ruídos e permite o uso do controlador com banda proporcional mais estreita.

O controlador típico para a vazão é o PI, com a banda proporcional larga (típica de 150%), para reduzir o efeito dos ruídos da vazão. O tempo integral é pequeno, típico de 0,1 minuto/repetição, para eliminar rapidamente o desvio permanente.

7.3. Nível

O nível está associado ao parâmetro capacidade, que é o mais fácil de ser controlado.

O nível de um liquido no tanque é a integral da sua vazão de entrada.

A grande vantagem do controle de nível de liquido é a possibilidade de se ter sistema auto-regulante.

O nível de liquido pode apresentar ruídos, provocados pelas ondulações da face liquida. Essas ondulações podem ser eliminadas ou diminuídas, principalmente com o uso de gaiola lateral externa.

O nível é a variável de processo com diferentes graus de dificuldade. Há níveis fáceis de serem controlados, com grande capacidade e pequena demanda. Há níveis difíceis de serem controlados. O controle de nível com grande capacidade pode ser executado inclusive com controle liga-desliga. Quando se requer um controle mais rigoroso utiliza o controlador proporcional e finalmente, quando não é admissível a ocorrência de desvios, utiliza-se a ação integral. Raramente se usa ação derivativa.

O controlador típico para o nível é o proporcional puro, que fornece um controle do nível médio, que pode variar entre os valores máximo e mínimo, sem problemas. A banda proporcional é ajustada no valor típico de 100%, de modo que a saída do controlador varia de 20 a 100 kPa, quando a saída do transmissor de nível varia de 20 a 100 kPa.

7.4. Temperatura

Não há malha de controle de temperatura típica. A temperatura é outra variável, como o nível, que apresenta diferentes graus de dificuldade de controle. Os problemas do controle de temperatura se referem a transferência de calor, como a radiação, a condução e a convecção.

A variável temperatura está associada ao tempo morto, o parâmetro de difícil controle. Ela é caracterizada por pequena velocidade de reação e por diferentes capacidades, embora o mais freqüente seja sistema de temperatura com grande capacidade.

A temperatura é usualmente lenta por causa dos atrasos do sensor e dos atrasos da transferência de calor. A colocação do elemento sensor de temperatura em lugar estagnado e de baixa velocidade é imprestável.

Os processos de temperatura com grande capacidade, pequeno atraso de transferência e pequeno tempo morto, podem ser controlador com os modos liga-desliga. Os fornos elétricos, os fornos de tubos radiantes, as fornalhas com chama aberta, os banhos de temperatura, são exemplos típicos de sistemas que podem ser controlados satisfatoriamente com o controlador liga-desliga.

Como refinamento pode se aplicar o controle liga-desliga com intervalo diferencial ou ainda o controle com três níveis de energia. Tem-se o controle liga-desliga com posições múltiplas: alto, baixo e desligado. Essa aplicação se refere a sistema de temperatura que requer alta energia de aquecimento apenas no princípio e depois requer baixa energia para a manutenção da temperatura de trabalho. No início da operação, o sistema opera em alta energia, com todas as resistências ligadas. Quando o sistema atinge a temperatura desejada, ele desliga um conjunto de resistências e passa a operar em duas posições, convencionalmente.

Para resultados mais precisos, é utilizado o controlador proporcional. O controle proporcional se aplica a sistema com elevada velocidade de reação, que provocaria grandes flutuações no sistema liga-desliga. O controle proporcional é utilizado em fornos com queima de óleo, em que a relação óleo-ar é controlada.

O controle proporcional é também aplicado a sistema que apresenta grande variação de carga. Nessa aplicação a banda proporcional deve ser estreita, a fim de ter pequenos desvios permanentes. Porém, a banda proporcional deve ser larga para tornar o sistema pouco sensível aos tempos de atraso da medição da temperatura. Para conciliar essas exigências, é necessário o uso da ação derivativa.

No controle de temperatura, a capacidade do lado da carga deve ser maior que a capacidade do lado do suprimento. Uma grande capacidade de carga é favorável, desde que ela diminui e nivela as variáveis do processo. Por isso é muito fácil um controle de trocador de calor ou de forno, completamente carregado do que com pequena carga.

Usa-se sempre o modo integral associado ao proporcional quando há atraso na medição e quando a carga varia e freqüentemente. Como o uso da ação integral piora a resposta dinâmica do controlador, geralmente é aconselhável o uso também da ação derivativa, que melhora a resposta dinâmica.

A maioria dos controladores PID é usada em malhas de temperatura e a maioria das malhas de temperatura requer o controlador PID. Os ajustes da banda proporcional são em valores estreitos (menor que 100%), dependendo da faixa do transmissor e do tamanho da válvula. O tempo integral é da mesma ordem que o período natural do processo, ou seja, quanto mais rápido o

processo, menor é o tempo integral ajustado. O tempo derivativo deve ser ajustado em cerca de 1/4 do período natural do processo, dependendo do nível do ruído.

A conclusão mais importante no estudo do controle de temperatura é que a temperatura é uma variável extremamente complexa e dependente dos fatores termodinâmicos, de transferência de calor, de funções não-lineares, de tempo morto. É muito freqüente a utilização de sistema de controle, com mais de um controlador, para o conjunto executar um controle mais avançado, tipo cascata, faixa dividida, controle programado, controle auto-seletor.

Tab.4. Comparação da controlabilidade das variáveis de processo

Vazão	Vazão é a variável certamente mais fácil de ser controlada. Vazão é a mais rápida. Nunca requer ação derivativa e possui ruído. Não pode se usar posicionador na válvula controladora de vazão. No controle, vazão é tanto a variável controlada como manipulada.
Pressão	Relativamente fácil de ser controlada. Geralmente controlada com PI.
Nível	Assume diferentes graus de dificuldade de controle. Geralmente é controlada apenas com P.
Temperatura	Variável com maior gama de variação de dificuldade de controle. Pode ser controlada desde liga-desliga até com controlador PID.
pH Análise	Variável difícil de ser controlada, pois é não linear. Geralmente possui grande tempo morto. Tipicamente requer PID.

8. Sintonia do controlador

O processo industrial modifica uma matéria prima em um produto acabado, através de um balanço entre o suprimento e a demanda de produtos e de energia, durante um determinado período de tempo. Na prática, nenhum processo é igual a outro. Os processos apresentam características típicas, quanto a carga, suprimentos, transporte de materiais, transferência de energia, quantidade e qualidade do suprimento de energia. Em outras palavras, cada processo apresenta um inerente grau de dificuldade para ser controlado automaticamente. Levando em consideração esses diferentes graus de dificuldade de controle, resultantes de diferentes características dinâmicas e estáticas do processo, os fabricantes de instrumentos desenvolveram diferentes tipos de controladores.

O controlador mal escolhido raramente desempenha a função desejada. O controlador escolhido corretamente, também não funcionará idealmente, se os ajustes das ações proporcional, integral e derivativa não forem aqueles exigidos pelo processo específico. Os ajustes insuficientes ou exagerados podem, na melhor situação, produzir um controle demorado e fora do ponto de ajuste e na pior hipótese, provocar oscilação da variável controlada.

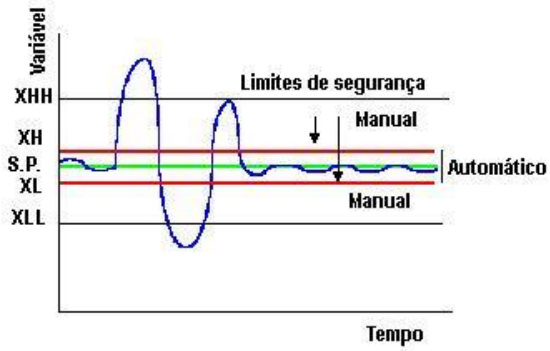


Fig. 7.25. Sintonia correta do controlador

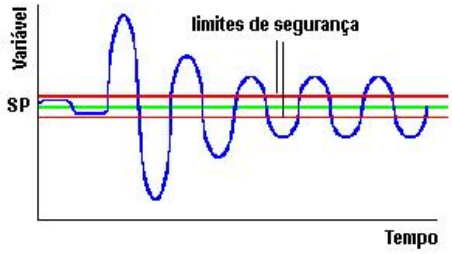


Fig. 7.25. Sintonia incorreta do controlador

Sintonizar o controlador é ajustar os valores das suas ações de controle. Com a sintonia ideal, obtém se o máximo potencial da malha e pode se estimar o erro do controlador.

A maioria dos trabalhos publicados e disponíveis utiliza as técnicas matemáticas avançadas, como a transformada de Laplace, a transformada Z, a função de transferência, que não são dominadas pelos técnicos ou que já

foram esquecidas pelos engenheiros. Pior ainda, a complexidade do emaranhado matemático das técnicas faz perder o sentimento dos aspectos práticos e a visão dos objetivos reais do controle.

Embora a teoria possa determinar os valores exatos a serem ajustados no controlador, os métodos teóricos são de difícil execução, pois os dados necessários para os cálculos teóricos são imprecisos. Por isso, os métodos mais usados são empíricos e para sua execução, é necessário se provocar pequenos distúrbios ao processo, para se medir a resposta a esses distúrbios. Isso é indesejável, pois há processos críticos que não permitem perturbações.

Na prática, os instrumentistas fazem a sintonia do controlador por tentativa e erro, sem a convicção do que esteja fazendo e sem nenhum suporte teórico.

Aqui serão mostradas as relações matemáticas simples e necessárias para suportar as regras de bolo (*thumb rule*s) práticas criadas por J. G. Ziegler e N. B. Nichols, popularizadas por F. G. Shinskey e documentadas por P. W. Murrill. Os conceitos apresentados são suficientemente simples para que o técnico possa entender o seu significado prático e suficientemente rigorosos e coerentes com a teoria matemática.

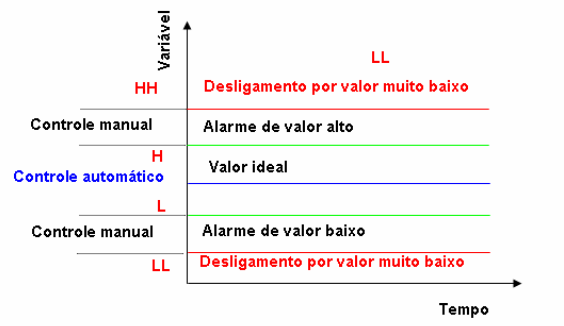


Fig. 7.24. XL e XH são pontos de alarme e XLL e XHH são pontos de desligamento

8.1. Critérios de Desempenho

Os instrumentistas tendem a enfatizar os critérios qualitativos, como a importância da malha e a facilidade da sintonia, em vez dos critérios quantitativos, como o tamanho e duração do erro. Esta ênfase qualitativa é devida parcialmente à complexidade e diversidade dos critérios quantitativos e as técnicas de analise associadas. Por exemplo, uma malha de nível que tenha uma resposta não auto-regulante pode ser julgada fácil de controlar, mesmo que os erros sejam grandes e demorados, porque estes erros não são importantes, desde que o tanque não fique vazio nem transborde. Uma malha de temperatura com uma grande constante de tempo pode ser considerada difícil de controlar, mesmo que os erros sejam pequenos, por causa da demora da resposta da malha torna-la muito chata para ser sintonizada. Para julgar objetivamente se uma malha é fácil de ser controlada, deve usar critérios quantitativos aplicáveis. Os critérios qualitativos podem ser classificados simplificadamente considerando como base o erro acumulado, o pico do erro ou uma combinação dos dois.

Erro acumulado

O erro acumulado é o desvio totalizado da variável controlada menos o ponto de ajuste. Para uma malha de controle de composição, o erro acumulado multiplicado pela vazão media do produto fornece uma medição da quantidade total do produto que se desvia do valor desejado da especificação. Para uma malha de vazão, o erro acumulado fornece uma medição da quantidade total de matéria prima que se desvia da relação estequiométrica especificada. Se a variável controlada é uma vazão de utilidade, o erro acumulado representa o uso de energia em excesso do ponto de ajuste.

O erro acumulado é o erro integrado, onde os erros positivos e negativos são cancelados pelo volume do sistema para fornecer um erro total acumulado positivo ou negativo. O erro absoluto integrado (IAE - integral absolute error) é igual ao erro acumulado para uma resposta superamortecida (sem oscilações). O erro quadrático integrado (ISE - integrated squared error) pode ser aproximado pela combinação do erro acumulado e o pico do erro. Um pequeno erro acumulado não necessariamente significa uma malha estável bem sintonizada. Um erro acumulado pequeno pode resultar de uma malha que é marginalmente estável, desde que os erros positivo e negativo se cancelam, na oscilação constante. O erro acumulado pode ser precisamente calculado pelo uso de equações matemáticas relativamente simples, se as oscilações tem amplitudes decrescentes.

O erro acumulado para uma malha fechada pode ser calculado para um distúrbio degrau, se a banda proporcional, ganho da medição e ajustes do modo integral do controlador são todos conhecidos. Shinskey mostrou que:

$$E_i = \frac{BP}{100K_m} T_i \Delta C$$

onde

Ei é o erro acumulado (integrado) da variável controlada ou o erro da variável medida, se $K_m = 1$.

PB é a banda proporcional do controlador (100%/ganho)

T_i é o tempo integral do controlador (minutos/repetição)

K_m é o ganho do transmissor de regime da medição

ΔC é a variação da saída do controlador necessária

A variação da saída do controlador necessária para compensar os distúrbios é igual ao distúrbio do processo (variação de carga do processo), se magas afetam igualmente a variável controlada, ou seja, o ganho da válvula de controle é igual ao ganho da carga.

Como

$$\Delta C = \frac{K_l}{K_v} \Delta L$$

e

$$E_o = K_p K_l \Delta L$$

substituindo e multiplicando o numerador e denominador por Kp, o erro acumulado pode ser expresso também como:

$$E_i = \frac{PB}{100K_v K_p K_m} T_i E_0$$

onde

K_v é o ganho em regime da válvula

K_l é o ganho em regime da carga do processo

K_p é o ganho em regime do processo

ΔL é a variação de carga do processo (tamanho do distúrbio)

Eo é o erro em regime da malha aberta

A equação do erro acumulado leva a seguintes conclusões:

1. se os distúrbios tem tamanhos próximos de zero ($E_o = 0$), mesmo a malha muito difícil, funciona excelentemente. Por isso, antes de decidir se uma malha difícil justifica o custo adicional de equipamentos especiais, algoritmos avançados de controle, é necessário conhecer o tamanho dos distúrbios do processo.
2. se o controlador é sintonizado com banda proporcional muito larga (ganho muito pequeno) ou tempo integral muito grande (ação integral muito lenta), uma malha fácil irá funcionar pobremente. Qualquer esforço especial ou gasto adicional durante o projeto para melhorar o desempenho será inútil, se usa uma sintonia do controlador muito conservadora.
3. se a resolução ou rangeabilidade dos ajustes do modo do controlador evitam o uso dos melhores ajustes da banda proporcional e do tempo integral, uma malha fácil ainda funciona pobremente. Qualquer despesa extra para o equipamento e projeto melhorar o desempenho da malha é inútil, quando os ajustes de PB e tempo integral necessários estiverem abaixo dos limites disponíveis do controlador.
4. se o ganho do processo é aumentado, o erro de malha aberta, e portanto o erro acumulado, aumenta. É importante que o instrumentista veja o efeito do projeto do equipamento e as condições de operação sobre o ganho do processo. Um aumento na banda proporcional resultando no aumento do ganho da válvula ou do transmissor não resulta em um aumento do erro acumulado da variável controlada, para uma dada variação de carga, desde que o produto $K_v K_m K_p$ cancela os ganhos no denominador. É importante para o desempenho da malha que os ganhos do instrumento sejam maximizados e os ganhos do processo e da carga sejam minimizados.

As malhas devem ser projetadas para fornecer uma variação da saída do transmissor para o fundo de escala para uma excursão fundo de escala da válvula. Embora o ganho total possa ser igual a 1, há aumentos localizados no ganho, resultando de não linearidades no ganho da válvula de controle (e.g., igual percentagem), no ganho do processo (e.g., nível do balão da caldeira) e no ganho do transmissor (e.g., medição de vazão com placa de orifício). Estes aumentos localizados no ganho podem causar oscilações localizadas, a não ser que a banda proporcional do controlador seja diminuída.

$$\frac{\Delta V}{\Delta C} \frac{\Delta P}{\Delta V} \frac{\Delta M}{\Delta P} = 1$$

$$K_v K_p K_m = 1$$

obtém-se para o erro acumulado,

$$E_i = \frac{PB}{100} T_i E_o$$

onde

ΔV é a variação na saída da válvula,
DP é a variação na saída do processo
DM é a variação da saída da medição

O ajuste do modo derivativo não entra na equação do erro acumulado, porque a sua adição diminui a banda proporcional **real** e aumenta o tempo integral **real** pelo mesmo fator, de modo que o erro acumulado permanece o mesmo.

Pico do Erro

O pico do erro é o máximo desvio da variável controlada do ponto de ajuste. Para alguns processos, e.g., temperatura de reator, pH de reator, o pico do erro deve ser limitado para evitar o início de uma reação secundaria indesejável. Para uma malha de controle de pressão, o pico do erro deve ser limitado para evitar a atuação de válvulas de alivio.

Segundo Harriot, o pico do erro é dado por:

$$E_x = \left(\frac{1{,}5}{1 + K_o} \right) E_o$$

onde
E_x é o pico do erro da variável controlada
E_o é o erro de regime da malha aberta

$$E_o = K_p K_l \Delta L$$

K_o é ganho total da malha

$$K_o = K_v K_p K_m \frac{100}{BP}$$

Outro modo de expressar Ex é

$$E_x = \left[\frac{1{,}5 \times BP}{100 \times K_v \times K_p \times K_m + BP} \right] \times E_o$$

A adição da ação integral usualmente não afeta o pico do erro apreciavelmente, desde que a duração do pico é pequena em relação ao tempo integral. Se a banda proporcional é pequena

$$BP << K_v \times K_p \times K_m \times 100$$

a equação do pico do erro se simplifica:

$$E_x = \left[\frac{K \times BP}{100 \times K_v \times K_p \times K_m + BP} \right] \times E_o$$

ou

$$E_x = \left[\frac{K \times BP}{100} \right] \times E_o$$

onde
E_x é o pico do erro da variável controlada
K é uma constante de proporcionalidade (K = 1.1, para amortecimento de 4:1)
PB é a banda proporcional do controlador
T_i é o tempo integral do controlador (minutos/repetição)
K_v é o ganho em regime da válvula de controle
K_p é o ganho em regime do processo
K_m é o ganho em regime da medição
Eo é o erro em regime da malha aberta

A equação do pico do erro mostra que ele é igual ao erro acumulado multiplicado por K/Ti. Todas as conclusões relativas ao erro acumulado como função do tamanho do distúrbio, sintonia do controlador, rangeabilidade e resolução da banda proporcional e dos ganhos componentes da malha também se aplicam ao pico do erro. A precisão da equação para o pico do erro não é tão boa como a do erro acumulado, desde que a constante de proporcionalidade K varia com o grau de amortecimento.

8.2. Modos do Controlador

Os controladores padrão tem até os três modos em seus algoritmos de controle. Como modo, termo ou ação deve se entender a resposta de saída do controle ao erro entre medição e ponto de ajuste. O modo pode ainda significar se o controlador está em manual ou automático; o que não é o caso aqui e agora.

As três ações fundamentais que podem ser combinadas na realização do controlador prático são a proporcional, a integral e a derivativa. O controlador liga-desliga descontinuo pode ser considerado um caso particular do controlador proporcional, com um ajuste extremado. Como conseqüência, os controladores comercialmente disponíveis são o

proporcional (P)
proporcional e integral (P + I)
proporcional e derivativo (P + D)
proporcional e integral e derivativo (PID)

São usados ainda controladores especiais e de uso raro, como o

integral (I)
P + I não-linear

P + I + D não-linear
P + I para batelada
P + I + D para batelada.

O pequeno número de controladores existente é suficiente para o controle satisfatório da maioria absoluta dos processos envolvidos. Para uma determinada aplicação de controle de processo, além da escolha do controlador mais conveniente, é necessário o ajuste adequado desse controlador.

O processo determina o tipo de controlador a ser escolhido e, principalmente, os seus ajustes. Os processos diferentes podem ter controladores diferentes e os processos diferentes podem ter o mesmo tipo de controladores com ajustes diferentes.

Modo Proporcional

Quase todos os controladores tem o modo proporcional. Este modo varia a saída do controlador por uma quantidade proporcional à variação do erro. A banda proporcional é a variação percentual no erro necessária para causar uma variação de toda a faixa na saída do controlador. A banda proporcional é o inverso do ganho do controlador, multiplicada por 100%. A maioria dos controladores analógicos usa a banda proporcional, enquanto a maioria dos novos controladores digitais usa o ganho. Note que o ajuste da banda proporcional também afeta os modos integral e derivativo. Quando a banda proporcional é ajustada mais estreita, o desvio permanente do controlador é diminuído porém a resposta se torna mais oscilatória. Se a banda proporcional é diminuída além de um limite, a saída do controlador oscila com amplitude constante. Se não há nenhuma outra ação de controle (integral ou proporcional), o período destas oscilações é o período natural da malha. Este período natural é chamado de ultimo período e depende da dinâmica do processo e dos componentes da malha.

Modo Integral

A maioria dos controladores tem também o modo integral ou reset. Este modo muda a saída do controlador por uma quantidade proporcional à integral do erro. O tempo integral é o tempo requerido para a contribuição do modo integral seja igual (repita) a contribuição da ação proporcional, para um erro constante. A ação integral está atrasada em relação à proporcional do tempo integral. O uso do modo integral aumenta a banda proporcional permissível, mas elimina o desvio permanente deixado pela ação proporcional. A maioria dos controladores usa o inverso do tempo integral, de modo que os ajustes são feitos em repetição por unidade de tempo; uma minoria de controladores é ajustada em tempo integral, ou seja, em unidade de tempo por repetição. Quando o tempo integral é diminuído, a ação integral é aumentada, o desvio permanente é eliminado mais rapidamente mas a resposta se torna mais oscilatória. Se o tempo integral é diminuído demais, a malha oscila, em período muito maior que o período natural.

Modo Derivativo

O modo derivativo é usado em apenas poucas malhas, porque o mínimo ajuste disponível é muito grande para a maioria das malhas, a ação derivativa amplifica o ruído de alta frequência e a sintonia é mais complicada, como resultado da interação entre os outros modos. O modo derivativo muda a saída do controlador em uma quantidade proporcional à derivada do erro em relação ao tempo. Ela dá uma ação corretiva que se antecipa à correção proporcional; é tipicamente usada em processos lentos com variações rápidas de carga. O tempo derivativo é o tempo requerido para a contribuição da ação proporcional se igualar à ação derivativa, para um erro tipo rampa. A ação derivativa está adiantada em relação à proporcional de seu tempo derivativo. O uso da ação derivativa permite que a banda proporcional seja diminuída (ganho aumentado). O uso da ação derivativa melhora o desempenho da malha de controle, pois o overshoot e o pico do erro, provocado por distúrbios na carga, são diminuídos, mas a resposta se torna mais oscilatória. Se a ação derivativa é aumentada demais, aparece oscilações, com período muito menor que o período natural do processo.

8.3. Componentes da Malha

Dinâmicas da Malha

Os principais componentes de uma malha são o controlador, a válvula de controle, o processo e a medição (elemento sensor ou transmissor). Cada componente tem um ganho estático e um ou mais parâmetros dinâmicos para descrever sua resposta.

O tempo morto é o tempo requerido para a saída começar a variar, após uma variação na entrada.

Ganho integrador é a inclinação da rampa na saída para uma variação degrau na entrada.

Constante de tempo da realimentação negativa é o tempo requerido para a saída atingir 63% da entrada multiplicada pelo seu ganho, após a saída começar a variar para uma variação degrau na entrada. A saída se aproxima de um novo estado de regime, com um inclinação exponencialmente decrescente.

Constante de tempo da realimentação positiva é o tempo requerido para a saída atingir 172% da entrada multiplicada pelo seu ganho, após a saída começar a variar para uma variação degrau na entrada. A saída se aproxima do infinito ou de um limite físico com um inclinação exponencialmente crescente.

Ganho de regime é a variação final na saída dividida pela variação na entrada, após todos os transientes tiverem desaparecido. É a inclinação de um gráfico em regime da saída versus entrada. Se o gráfico for uma reta, o ganho é linear (inclinação é constante). Se o gráfico for uma curva, o ganho é não-linear (inclinação varia com o ponto de operação). Exemplo de um ganho linear: processo de pH.

As condições para que o sistema de controle seja estável, como já visto, são

1. ganho total do sistema menor que 1 e
2. o ângulo de fase igual a 180 graus.

(Teoricamente existe uma outra condição alternativa de estabilidade: ganho total do sistema igual a 1 e ângulo de fase menor que 180 graus. Existe até técnica de sintonia de malha baseada nesta condição de estabilidade, porém, ela não será considerada aqui e agora).

Quando se conhecem as características do processo, como o tempo morto e sua constante de tempo, os valores dos ajustes da banda proporcional, dos tempos integral e derivativo são facilmente determinados. Na prática de instrumentação, é difícil se conhecer rigorosamente estes parâmetros do processo.

Tempo Morto e Constante de Tempo

A dinâmica dos processos químicos consiste tipicamente de um grande número de constantes de tempo em série, que resultam em um tempo morto equivalente. Se a resposta da malha aberta do processo a uma variação tipo degrau (o tempo de início para o de fim da variação menor que 10% do tempo morto) e se registra a variação de carga L ou a saída do controlador C, então pode-se usar uma técnica gráfica para determinar o tempo morto e a constante de tempo do processo. Traça-se uma tangente ao primeiro ponto de inflexão e estende até cortar o eixo do tempo. O tempo entre o início do distúrbio e a interseção da tangente com o eixo do tempo é o tempo morto efetivo. O tempo entre a interseção da tangente com o tempo e a interseção da tangente com o valor final da resposta é a constante de tempo efetiva.

A Figura mostra a resposta em malha aberta dos três tipos principais de processo: auto-regulante, integrante e com realimentação positiva.

O processo integrante possui uma resposta em forma de S, com a curva tendendo exponencialmente decrescente para um valor limite de regime.

O processo integrante não tende para valor de regime mas sobe indefinidamente segundo uma rampa, até um valor limite físico. A inclinação da rampa é o ganho integrador. A tangente não é facilmente construída por que o ponto de inflexão não pode ser facilmente identificado. Como não há valor final, a constante de tempo é o intervalo de tempo entre a interseção da tangente com o eixo x e com um erro aberto (E_o).

O processo *runaway* ou com realimentação positiva também não tende para um valor de regime. Ele começa como um processo auto-regulante, porém em um determinado ponto ele começa a crescer rapidamente, tendendo para o infinito. Ele teria duas constantes de tempo, uma para a realimentação negativa e outra para a realimentação positiva. A constante de tempo da realimentação negativa é facilmente achada pela tangente à primeira subida, como no processo auto-regulante. O intervalo de tempo entre a interseção do eixo do tempo e a interseção com 172% do erro da malha aberta (Eo) pela segunda tangente, é a constante de tempo da realimentação positiva.

8.4. Mecânica da Sintonia

A sintonia de controladores analógicos da sala de controle é tipicamente feita pelo ajustes de pequenos dials ou botões nas laterais do controladores, após eles serem parcialmente retirados da estante. O ajuste dos dials ou botões nos controladores de campo requer a abertura da caixa a prova de tempo. Os dials ou botos tem ajustes contínuos ou discretos. A faixa de ajustes depende do fabricante do controlador e do modelo. O controlador pode também ter chaves que multiplicam os ajustes de integral e derivativo por 10, 100, 1000. É difícil determinar o ajuste do modo com mais de dois algarismos significativos, por causa do tamanho do dial ou do botão, da falta de graduação intermediária e da imprecisão dos ajustes do modo.

Os controladores digitais nos sistemas de controle distribuído (SDCD) e os "single-loop" são sintonizados tipicamente pela entrada de números digitais, via teclado do console ou por um pequeno sintonizador portátil. Os ajustes do modo são variados em incrementos discretos, mas o tamanho do incremento é tipicamente tão pequeno que a resolução dos ajustes do modo é muito maior do que para os controladores analógicos. O ajuste do modo é indicado digitalmente com três ou mais algarismos significativos.

As unidades dos ajustes do modo devem ser verificadas cuidadosamente para não haver enganos grosseiros. O modo proporcional pode ser ajustado em percentagem de banda proporcional (analógicos) ou em ganho adimensional (digitais). As unidades do modo integral podem ser em repetições por unidade de tempo (ação integral) ou unidade de tempo por repetições da ação proporcional (tempo integral). As unidades do modo derivativo são em unidades de tempo. A unidade de tempo típica para os modos integral e derivativo é o minuto.

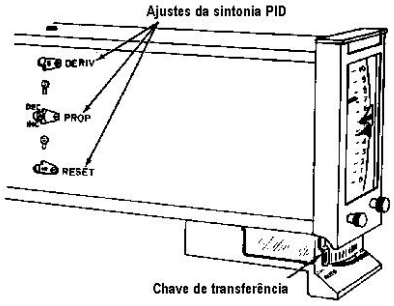
A sintonia do controlador é uma operação que deve ser feita com o processo em regime permanente, na condição mais provável de operação, depois que todas as condições do projeto tenham sido satisfeitas, os equipamentos instalados e os instrumentos calibrados. Quando a malha de controle sofre modificação, como por exemplo, a alteração da faixa de medição, a colocação ou a retirada do extrator de raiz quadrada, a modificação da característica da válvula de linear para igual percentagem, a colocação ou a retirada do posicionador da válvula, mesmo que o processo continue estável para aquela determinada condição, as suas margens de ganho e de fase foram alteradas e a malha deve ser sintonizada de novo.

A sintonia do controlador envolve os ajustes da banda proporcional, do tempo integral e do tempo derivativo. O ajuste da banda proporcional eqüivale ao ajuste do ganho do controlador. Os ajustes do tempo integral e do tempo derivativo implicam no atraso e/ou adiantamento da ação corretiva. Estes ajustes eqüivalem aos ajustes do ângulo de fase da ação corretiva.

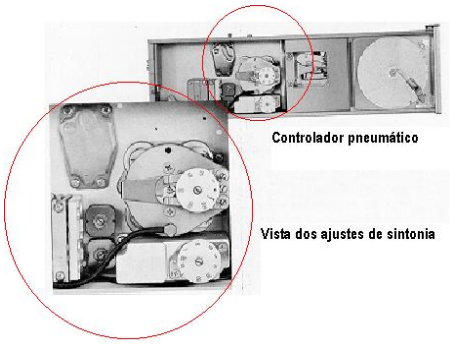
A maioria dos métodos teóricos e empíricos de sintonia do controlador estabelece o ganho total da malha igual a 0,50, eqüidistante do zero (não há controle) e um (controle instável). Com este ganho de 0,50 as oscilações do sistema são amortecidas numa razão de 4 : 1 (os teóricos sabem e gostam de demonstrar isso matematicamente).

Pode se chegar facilmente a estes ajustes, mesmo sem instrumentos de medição, ajustando se inicialmente o controlador para estabelecer o ganho total igual a 1 e depois ajustando-o pela metade. O ganho igual a 1 é facilmente realizável pois tem se a oscilação constante da variável controlada. O operador de processo pode verificar facilmente quando a medição oscila entre dois limites fixos, sem necessidade de instrumento adicional de teste. Na prática, é difícil detectar diretamente um amortecimento da variável medida de 4 para 1.

Os ajustes finais da sintonia do controlador são um compromisso entre os desempenhos do controlador em regime (frequência zero) ou dinâmico (altas freqüências).



(a) Pontos de sintonia de controlador eletrônico



(b) Pontos de sintonia de um controlador pneumático

Fig. 7.26. Sintonia em controlador analógico

8.5. Critérios de Sintonia

Os métodos mais conhecidos, teórica e experimentalmente, são os seguintes:

1. relação de amortecimento de 4:1
2. integral mínima do quadrado do erro (IQE)
3. integral mínima do erro absoluto (IEA)
4. integral mínima do tempo e do erro absoluto (ITEA)

O primeiro critério, relação de amortecimento de 4:1, tem a vantagem de ser facilmente medido, desde que se baseia em somente dois pontos da resposta. Inclusive, há outros métodos com outros nomes e outros procedimentos, porém, por inversão de passos, constituem o mesmo método.

Os outros três critérios são mais precisos, porém de difícil concretização prática.

Outro enfoque para as técnicas de sintonia é dizer que há duas categorias distintas para a sintonia do controlador:

1. método dinâmico, baseado nos parâmetros determinados pela resposta da malha fechada do sistema, com o controlador em automático.
2. método estático, baseado nos parâmetros estáticos determinados pela curva de resposta da malha aberta. Malha aberta é aquela sem o controlador e dela se obtém a curva de reação do processo. Esses métodos são difíceis, pois os dados a serem levantados são imprecisos.

Há basicamente três tipos de enfoques para os ajustes:

1. estabilidade limite do sistema de controle, função do produto ganho x banda de passagem,
2. curva de reação do processo ou a resposta transitória do processo a um degrau unitário,
3. resposta de frequência do processo.

Método da Oscilação Amortecida

É um método introduzido por Harriot. Consiste nos seguintes passos:

1. colocação do controlador em automático.
2. eliminação das ações integral (ajuste de T_i infinito) e derivativa (ajuste do Td zero).
3. com um ganho arbitrário, provocação de uma pequena variação, tipo degrau e observação da resposta.
4. ajuste da banda proporcional do controlador de modo a se obter uma curva de resposta com amortecimento de 1/4 ou de 4:1. Amortecimento de 1/4 significa que a amplitude de uma oscilação vale cerca de 4 vezes a amplitude da oscilação seguinte. Quando se tem uma oscilação decrescente e se tomam dois picos consecutivos, a amplitude do primeiro pico é 4 vezes maior que a amplitude do segundo pico. O pico seguinte é atenuado por um fator de 4.
5. ajustar os modos integral e derivativo, de modo que:

$$\mathbf{T_i = 0{,}667\ P}$$

$$\mathbf{T_d = 0{,}167\ P}$$

onde P é o período de oscilação para o ganho que provoca a atenuação 4:1

As desvantagens desse método são:

1. o método da oscilação amortecida é de tentativa e erro, portanto, requer paciência e experiência.
2. o método requer uma perturbação ao processo.

Método Final

Foi um método desenvolvido em 1942, por Ziegler e Nichols. É chamado de **método final** porque o seu uso requer a determinação do ganho e do período finais. É chamado de ganho final, Gf, o máximo do valor do ganho permissível para o controlador, com apenas o modo proporcional, para o sistema permanecer estável. O período final, Pf, é o período da oscilação da resposta com o ganho ajustado em Gf.

Os procedimentos do método de sintonia final são:

1. colocação das ações integral e derivativa em zero, deixando o controlador proporcional : T_i infinito e T_d zero.
2. colocação do controlador em automático
3. provoque uma pequena perturbação ao processo, variando o ponto de ajuste rapidamente e durante um pequeno intervalo de tempo. Deve se observar o comportamento da medição da variável controlada.
4. repete-se o passo seguinte, alterando sucessivamente a banda proporcional do controlador, até obter uma oscilação constante na medição. Esse ponto correspondente ao ponto de ganho igual a um. O processo está no limite de sua instabilidade. Anotam-se os valores da banda proporcional e do período de oscilação.
5. finalmente, ajustam-se os valores dos parâmetros do seguinte modo, dobrando-se o valor da banda proporcional, ou se dividido por 2 o valor do ganho:

$$\mathbf{BP_f = 2\ BP_C}$$

ou

$$\mathbf{G_f = 0{,}5\ G_C}$$

onde

BP_f é a banda proporcional final, a ser ajustada no controlador

BP_r é a banda proporcional que provoca oscilações constantes ou

G_f é o ganho final, a ser ajustado no controlador

G_c é o ganho que corresponde ao processo com oscilações não atenuadas nem crescentes, mas com amplitudes constantes.

Quando se usa o modo integral associado ao modo proporcional, deve se aumentar a largura da banda proporcional. Os valores a serem ajustados no controlador P + I são:

$$BP_f = 2{,}2,\ BPc$$

$$T_i = 0{,}83\ Pc$$

onde P_c é o período da oscilação permanente.

Finalmente, quando o controlador possui os três modos de controle, P + I + D, os ajustes são:

$$BP_f = 1{,}67\ BP_C$$

$$T_i = 0{,}5\ P_C$$

$$T_d = 0{,}125\ P_C$$

Note-se que a introdução da ação derivativa possibilitou o estreitamento da banda proporcional, portanto, melhoramento a sensibilidade do controlador. A ação derivativa permite, também, uma maior ação integral ao controlador.

As desvantagens desse método de sintonia são as mesmas que o método anterior. Aliás, calcular a banda proporcional que provoca oscilações com amplitudes constantes e dobrar essa banda proporcional, na realidade, também provoca amortecimento de 4:1.

Como o anterior, o método do ponto final:

1. é um método iterativo, de tentativa e erro, que consome tempo e requer paciência e habilidade.
2. também provoca distúrbio ao processo.

Método da Estabilidade Limite

O roteiro prático para a sintonia do controlador proporcional é o seguinte:

1. manualmente, atua se no processo para que a saída do controlador fique em 50%.
2. com o processo estabilizado, operando na condição mais comum e com o controlador em automático, ajusta se a banda proporcional na valor máximo. Provoca se uma pequena variação (cerca de 1 a 2%) no ponto de ajuste e observa se a resposta do controlador. Como ele esta com o ganho quase zero ele praticamente não responde ao distúrbio e o erro quase não é corrigido.
3. diminui se a banda proporcional e provoca se novamente uma pequena variação no ponto de ajuste. Agora o controlador já responde melhor ficando um desvio permanente menor.
4. diminui se sucessivamente a banda proporcional e provoca se um pequeno distúrbio no ponto de ajuste. O desvio permanente diminui cada vez mais, até atingir um valor limite.
5. chega se a uma banda proporcional que provoca uma oscilação senoidal estável, com amplitude máxima constante. Este é o ponto de ganho total igual a 1. O processo está oscilando na sua frequência natural. [Não se deve confundir o ganho total do sistema com o ganho do controlador. O ganho do controlador pode ser ajustado tipicamente entre 5 e 0,2].
6. observa se no dial qual o valor da banda proporcional que provocou a oscilação constante e ajusta-o no dobro deste valor. Matematicamente, quando se dobra a banda, divide se pela metade o ganho do controlador. O ganho total da malha fechada é igual a 0,50.
7. quando se provocar um novo distúrbio no ponto de ajuste o processo ira responder com uma oscilação com taxa de amortecimento de 4 para 1.

Quando se tem o controlador P + I , o procedimento é quase o mesmo, com as seguintes diferenças;

1. inicialmente deve se retirar toda a ação integral do controlador, ajustando se o dial no máximo se os ajustes são em tempo por repetição ou em zero, se são em repetição por tempo.
2. quando se atingir a oscilação constante, provocada por um ajuste crítico da banda proporcional, deve medir e anotar o período de oscilação, além da banda proporcional. O ajuste do tempo integral deve ser função deste tempo correspondente ao período natural de oscilação do processo. Este período deve ser anotado no controlador para uso futuro, para distinguir a causa de uma eventual oscilação.
3. os ajustes do controlador agora são também diferentes. A adição da ação integral tornou o controlador menos estável ou mais sensível. Para compensar isso, o ajuste da banda proporcional deve ser mais conservador. Então, em vez de ajustar a banda proporcional em 2,0 vezes o valor da banda que provocou a oscilação constante, ajusta se, por

exemplo, em 2,2 vezes o valor da banda proporcional crítica, o que corresponde a um ganho total de aproximadamente 0,45. Neste caso, para a mesma margem de ganho, tem se um ganho do controlador menor. O tempo integral é ajustado em 0,50 o período natural de oscilação do processo.

Finalmente, quando se tem um controlador proporcional mais integral mais derivativo, a filosofia é a mesma, exceto no seguinte:

1. a adição da ação derivativa torna o controlador mais estável que o P+I e até que o P. Por isso, o ajuste definitivo da banda proporcional pode ser menor que 2 vezes a banda proporcional crítica. Tipicamente, ajusta se a banda proporcional em 1,80 , o que corresponde a um ganho total aproximado de 0,55. Neste caso, para a mesma margem de ganho, tem se um ganho do controlador maior.
2. tempo integral é ajustado para 0,67 do período natural e o tempo derivativo é ajustado em 0,125 do período natural de oscilação do processo.

Esta flexibilidade e este grau de liberdade em escolher os valores de sintonia do sistema de controle permitem que haja vários valores diferentes para os ajustes do controlador, tais como os de Ziegler & Nichols, de Murril & Smith, de Cohen & Coon e de Shinskey.

8.6. Ajustes Típicos

A maioria das malhas é sintonizada, na prática, pelo ajuste dos modos, a partir de valores típicos iniciais. Os ajustes são depois feitos finamente por tentativa e erro, observando-se a resposta da malha fechada.

A Tab. 1 dá os ajustes típicos dos modos de controle para vários tipos de malhas. Estes ajustes assumem que o instrumentação já tenha selecionado a válvula de controle, a faixa de medição do sensor ou do transmissor.

As malhas de pressão de gás e nível de liquido tipicamente tem uma resposta integrante. O modo integral deve ser evitado, a não ser que também se possa usar o modo derivativo. Nenhum destes modos é necessário para banda proporcional menor que 10%. As malhas de pressão de gás de fornalha e secador são freqüentemente ruidosas e tem alto ganhos da medição, desde que a faixa calibrada é muito estreita. Tais malhas de pressão requerem grandes bandas proporcionais (pequenos ganhos do controlador). As malhas de nível de liquido em colunas de distinção e níveis de balão da caldeira podem ter ruído e tem um ganho não linear (resposta inicial inversa da resposta final). As malhas de nível de liquido com borbulhamento podem ter ruído e requerem uma larga banda proporcional.

Tab. 1. Ajustes Típicos dos Modos do Controlador

Malha	BP %	Ti rep/min	Td min
Vazão	100-500	10-50	Nada
P líquido	100-500	10-50	Nada
P gás	1-50	2-10	0,002-0,1
Nível	1-50	4-20	0,01-0,05
T	10-50	0,02-1	0,5-20
Análise	200-800	0,01-0,1	Nada

8.7. Sumário

Para maximizar o desempenho da malha

1. Minimizar o tempo morto, quando ele aparecer na malha.
2. Maximizar todas as constantes de tempo do instrumento.
3. Maximizar a maior constante de tempo de realimentação negativa no processo auto-regulante.
4. Minimizar todas as constantes de tempo da realimentação negativa menores que a maior constante de tempo no processo auto-regulante.
5. Minimizar todas as constantes de tempo da realimentação negativa no processo não auto-regulante.
6. Maximizar a constante de tempo de realimentação positiva no processo não auto-regulante.
7. Minimizar os ganhos do processo, integrador e do distúrbio.
8. Maximizar a constante de tempo do distúrbio e o intervalo de tempo.
9. Minimizar os ajustes da banda proporcional e do tempo integral do controlador.
10. Maximizar o ajuste do tempo derivativo do controlador.

Para estimar os ajustes do modo e do desempenho da malha:

1. Medir pelo teste da malha aberta ou estimar pelo uso das equações, os tempos mortos, as constantes de tempo e os ganhos do processo, distúrbio e instrumentos. Se a medição é ruidosa, estimar a constante de tempo do filtro ou a banda proporcional necessária para a atenuação.
2. Converter cada uma das constantes de tempo menores do que a maior

constante de tempo da realimentação negativa na malha para o equivalente tempo morto.
3. Somar todas os tempos mortos equivalentes na malha.
4. Somar todas as constantes de tempo da realimentação negativa na malha e subtrair da soma total dos tempos mortos equivalente.
5. Somar todos os tempos mortos puros na malha e adicionar a este total a soma dos tempos mortos equivalentes.
6. Usar a constante de tempo total da realimentação negativa (passo 4) e o tempo morto total da malha (passo 5), para os processos auto-regulante, integrante ou com realimentação positiva, para estimar o período natural do processo.
7. Usar a constante de tempo da realimentação negativa (item 4) e o tempo morto total da malha (item 5) para os processos auto-regulante, integrante e de realimentação positiva, para estimar a banda proporcional. Usar o ajuste da banda proporcional (item 1) para atenuação do ruído, se o ruído for alto. Para processos de realimentação positivo, dividir a banda proporcional máxima pela metade da banda proporcional para estimar a largura da banda proporcional.
8. Usar o período natural (item 6) para um controlador PI ou PID, para estimar o tempo integral.
9. Escolher os ajustes do modo do controlador disponível que estejam mais próximos dos valores estimados. Lembrar de inverter o tempo integral, se o ajuste do modo integral é em termos de repetições por minuto.
10. Estimar o erro máximo e o acumulado pelas equações teóricas. Se a maior constante de tempo do instrumento for maior do que a maior constante de tempo da realimentação negativa no processo, multiplicar os resultados pela relação desta constante de tempo do instrumento para a constante de tempo do processo.
11. Se os erros forem muito grandes, investigar a possibilidade de controle de cascata para isolar os distúrbios ou o controle feedforward para distúrbios mensuráveis.

8. Controle Multivariável

Objetivos de Ensino

1. *Revisar os conceitos de realimentação negativa e preditivo antecipatório.*
2. *Apresentar conceito, objetivos, vantagens, limitações e aplicações das várias estratégias de controle multivariável, tais como*
   a) *Cascata*
   b) *Faixa dividida*
   c) *Auto seletor*
   d) *Relação de vazões*
3. *Mostrar os conceitos de projeto do controle global da planta.*

1. Introdução

A malha de controle a realimentação negativa (feedback) convencional com entrada única e saída única (single input-single output) é o núcleo seminal da maioria das estruturas de controle de processo. Porém, ultimamente, foram desenvolvidas estruturas mais complexas que podem, em alguns casos, melhorar significativamente o desempenho do sistema de controle.

A maioria das malhas de controle possui uma única variável controlada. A minoria dos sistemas mais complexos requer o controle mais avançado, envolvendo mais de uma variável, ora para manipular mais de um elemento final de controle, ora para monitorar mais de uma variável controlada. Estes sistemas, que são repetidos freqüentemente com pequenas modificações, são conhecidos como sistemas unitários de controle, sistemas estruturados de controle ou sistemas de controle multivariável. Eles são clássicos e podem ser disponíveis em instrumentos especiais, com as múltiplas funções para atender as aplicações mais complexas, facilitar a instalação, manutenção e operação.

Cada sistema unitário de controle encontra sua aplicação especifica. A característica comum dos sistemas é que são manipuladas e medidas muitas variáveis simultaneamente, para se estabelecer o controle, no menor tempo possível e com o melhor rendimento do processo.

Serão tratados aqui e agora os conceitos e símbolos dos controles estruturados, que podem servir como blocos constituintes de um projeto completo de instrumentação.

O controle pode ser implementado através das seguintes estratégias:

1. **Controle Contínuo Linear**
   - Realimentação negativa
   - Cascata
   - Preditivo antecipatório
   - Relação
2. **Controle com saídas múltiplas**
   - Balanço de cargas
   - Faixa dividida
3. **Malhas redundantes**
   - Reserva (backup) redundante
   - Tomada de malha integral
   - Controle de posição da válvula

2. Realimentação negativa

O objetivo do controle com realimentação negativa é controlar uma variável medida em um ponto de ajuste. O ponto de ajuste nem sempre é aparente ou facilmente ajustável.

Os estados operacionais são automático e manual. Os parâmetros operacionais são o ponto de ajuste (em automático) e a saída (em manual).

Os valores monitorados são o ponto de ajuste, a medição e a saída. (monitorar não significa necessariamente indicar.)

A realimentação negativa é mais um conceito do que um método ou um meio. No sistema com realimentação negativa sempre há medição (na saída), ajuste do ponto de referência, comparação e atuação (na entrada). A saída pode alterar a variável controlada, que pode alterar a variável medida. O estado da variável medida é realimentado para o controlador para a devida comparação e atuação.

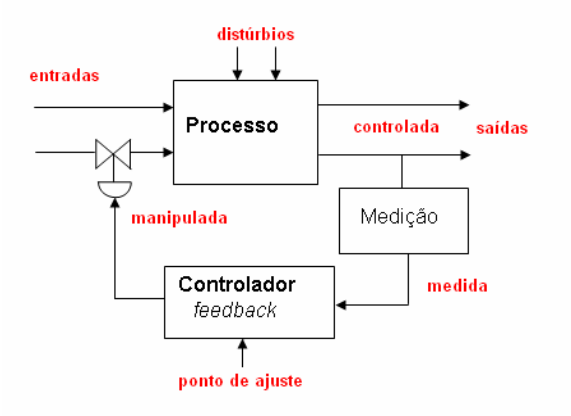


Fig. 8.1. Esquema da realimentação negativa

Em resumo, esta é a essência do controle à realimentação negativa. É irrelevante se há seis elementos na Fig. 8.2 e apenas um na válvula auto-regulada de pressão (Fig. 8.3). Na válvula auto-operada, os mecanismos estão embutidos na própria válvula, não há display e os ajustes são feitos de modo precário na válvula ou nem são disponíveis. Na malha de controle convencional, os instrumentos podem ter até circuitos eletrônicos microprocessados. É irrelevante também se as variáveis medida e manipulada são as mesmas na malha de vazão ou diferentes na malha de pressão. O conceito de controle é a realimentação negativa, independente do meio ou método de sua realização.

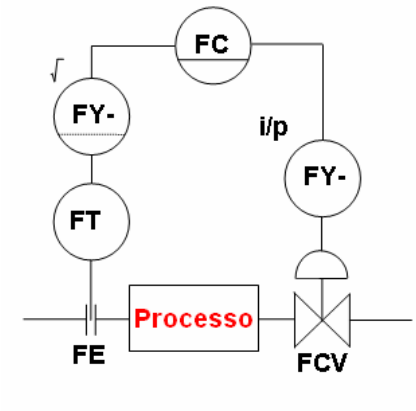


Fig. 8.2. Malha de controle de vazão

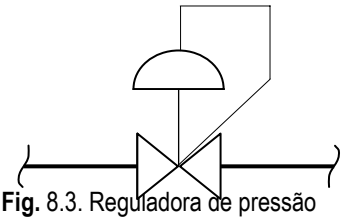


Fig. 8.3. Reguladora de pressão

Na malha de controle de vazão da Fig. 8.2, a vazão é sentida pela placa (FE), o sinal é transmitido (FT), extraída a raiz quadrada (FY-A) e finalmente chega ao controlador (FIC). Este sinal de medição é comparado com o ponto de ajuste (não mostrado na figura) e o controlador gera um sinal (função matemática da diferença entre medição e ponto) que vai para a válvula de controle (FCV), passando antes por um transdutor corrente para pneumático (FY-B), que compatibiliza a operação do controlador eletrônico com a válvula com atuador pneumático. A atuação do controlador tem o objetivo de tornar a medição igual (ou próxima) do ponto de ajuste.

Na válvula auto-regulada acontece a mesma coisa, porém, envolvendo menor quantidade de equipamentos. O valor da pressão a ser controlado é levado para um mecanismo de comparação que está no atuador do válvula. No mecanismo há um ajuste do valor da pressão a ser controlado. Automaticamente a válvula vai para a posição correspondente à pressão ajustada.

Nos dois sistemas sempre há:

1. medição da variável controlada
2. ajuste do valor desejado
3. comparação entre medição e ajuste
4. atuação para tornar medição igual ao ponto de ajuste

Enquanto a medição estiver igual ao ponto de ajuste (situação ideal), a saída do controlador está constante (cuidado! Não é igual a zero!). Só haverá atuação (variação na saída) quando ocorrer diferença entre medição e ponto de ajuste.

A maioria absoluta dos sistemas de controle se baseiam no conceito de realimentação negativa. Embora seja lento e susceptível à oscilação, ele é o mais fácil de ser realizado.

A minoria dos sistemas utiliza outras estratégias de controle ou combinação de várias malhas a realimentação negativa. O advento da instrumentação microprocessada (chamada estupidamente de inteligente) permite a implementação econômica e eficiente de outras técnicas de controle.

3. Controle Cascata

3.1. Introdução

O controle cascata permite um controlador primário regular um secundário, melhorando a velocidade de resposta e reduzindo os distúrbios causados pela malha secundária.

Uma malha de controle cascata tem dois controladores com realimentação negativa, com a saída do controlador primário (mestre) estabelecendo o ponto de ajuste variável do controle secundário (escravo). A saída do controlador secundário vai para a válvula ou o elemento final de controle. O controle cascata é constituído de dois controladores normais e uma única válvula de controle, formando duas malhas fechadas. Só é útil desdobrar uma malha comum no sistema cascata quando for possível se dispor de uma variável intermediária conveniente mais rápida.

A Fig. 8.7 é um diagrama de blocos do conceito de controle de cascata, mostrando as medições (primaria e secundaria), o ponto de ajuste do primário estabelecido manualmente e o ponto de ajuste do secundário estabelecido pela saída do controlador primário.

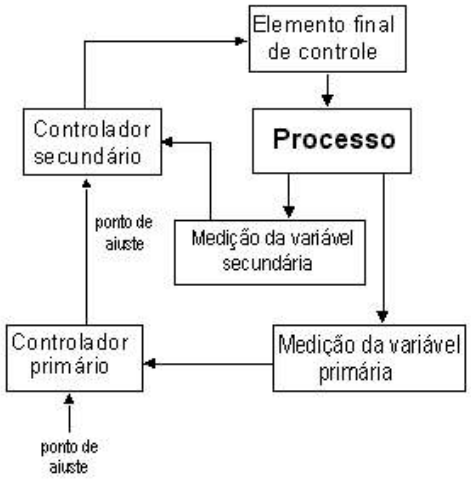


Fig. 8.7. Diagrama de blocos do controle cascata

A característica principal do controle cascata é a saída do controlador primário ser o ponto de ajuste do secundário. O controlador primário cascateia o secundário.

A Fig. 8.8 é um exemplo de um controle convencional de temperatura, envolvendo uma única malha. Na Fig. 8.9 tem-se controle de cascata. (É interessante notar como um esquema simples pode esconder fenômenos complexos. Por exemplo, eventualmente a reação da figura pode ser exotérmica e nada é percebido).

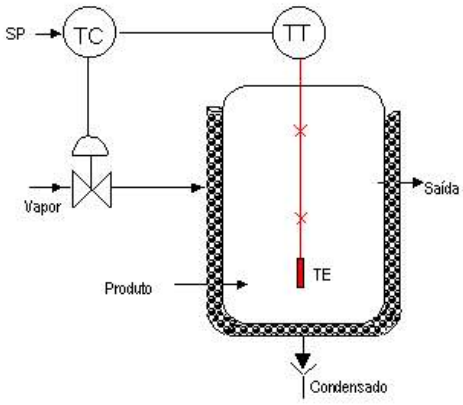


Fig. 8.8. Controle convencional de temperatura

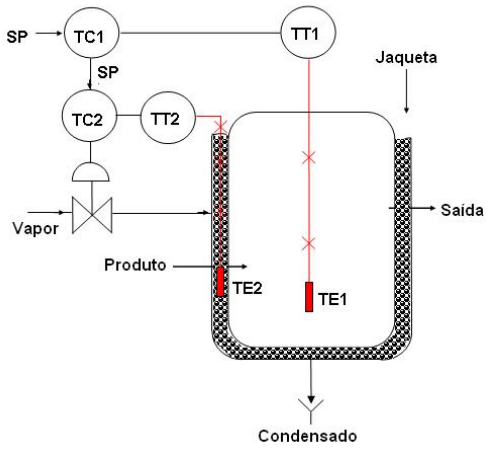


Fig. 8.9. Controle de cascata temperatura – temperatura

No controle cascata a temperatura do vaso (mais lenta) cascateia a temperatura da jaqueta (mais rápida). Quando houver distúrbio no vapor fazendo a temperatura da jaqueta cair, o controlador secundário corrige esta variação mais rapidamente que o controlador primário.

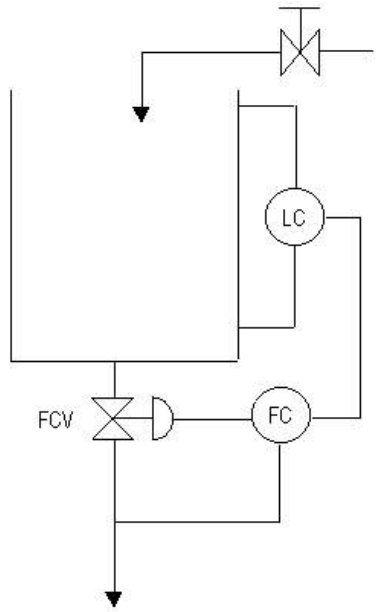


Fig. 8.10**.** Controle cascata: controlador de nível estabelece ponto de ajuste no de vazão

3.2. Conceito

O controle em cascata divide o processo em duas partes, duas malhas fechadas dentro de uma malha fechada. O controlador primário vê uma malha fechada como parte do processo. Idealmente, o processo deve ser dividido em duas metades, de modo que a malha secundaria seja fechada em torno da metade dos tempos de atraso do processo. Para ótimo desempenho, os elementos dinâmicos no processo devem também ser distribuídos eqüitativamente entre os dois controladores.

É fundamental a escolha correta das duas variáveis do sistema de cascata, sem a qual o sistema não se estabiliza ou não funciona.

1. a variável primaria deve ser mais lenta que a variável secundaria.
2. a resposta da malha do controlador primário deve ser mais lenta que a do primário.
3. o período natural da malha primaria deve ser maior que o da malha secundaria.
4. o ganho dinâmico da malha primaria deve ser menor que a da primaria.
5. a banda proporcional do controlador primário deve ser mais larga que a do controlador secundário.
6. a banda proporcional do controlador primário deve ser mais larga que o valor calculado para o seu uso isolado,

Quando os períodos das malhas primaria e secundaria são aproximadamente iguais, o sistema de controle fica instável, por causa das variações simultâneas do ponto de ajuste e da medição da malha secundaria.

Usualmente, o controlador primário é P+I+D ou P+I e o secundário é P+I.

As combinações típicas das variáveis primaria (P) e secundaria (S) no controle em cascata são: temperatura (P) e vazão (S), composição (P) e vazão (S), nível (P) e vazão (S), temperatura (P) e pressão (S) e temperatura lenta (P) e temperatura rápida (S).

Quando o controlador secundário é de vazão e recebe o sinal de um transmissor de pressão diferencial associado a placa de orifício, deve se usar o extrator de raiz quadrada, para linearizar o sinal da vazão, a não ser que a vazão esteja sempre acima de 50% da escala.

Quando se tem controle de processo em batelada ou quando o controlador secundário está muito demorado, pode ocorrer a saturação do modo integral. Um modo de se evitar esta saturação é fazendo uma realimentação externa do sinal de medição do controlador secundário ao circuito integral do controlador primário. Em vez do circuito integral receber a realimentação do sinal de saída do controlador, ele recebe a alimentação do sinal de medição do controlador secundário.

3.3. Objetivos

Há dois objetivos do controle cascata:

1. eliminar os efeitos de alguns distúrbios (variações da carga próximas da fonte de suprimento)
2. melhorar o desempenho dinâmico da malha de controle, reduzindo os efeitos do atraso, principalmente do tempo morto.

Para ilustrar o efeito da rejeição do distúrbio, seja o refervedor (*reboiler*) da coluna de destilação. Quando a pressão de suprimento do vapor aumenta, a queda da pressão através da válvula de controle será maior, de modo que a vazão de vapor irá aumentar. Com o controlador de temperatura convencional, nenhuma correção será feita até que a maior vazão de vapor aumente a temperatura na bandeja 5. Assim, o sistema inteiro é perturbado por uma variação da pressão do suprimento de vapor.

Com o sistema de controle cascata, com a temperatura da coluna cascateando a vazão de vapor, o controlador de vazão do vapor irá imediatamente ver o aumento na vazão de vapor e irá fechar a válvula de vapor para fazer a vazão de vapor voltar para o seu ponto de

ajuste. Assim o refervedor e a coluna são pouco afetadas pelo distúrbio na pressão de suprimento do vapor.

Outro sistema de controle cascata envolve um processo com resfriamento de um reator, através da injeção de água na jaqueta. A controlador da temperatura do reator é o primário; o controlador da temperatura da jaqueta é o secundário. O controle de temperatura do reator é isolada pelo sistema de cascata dos distúrbios da temperatura e pressão d'água de resfriamento da entrada.

Este sistema mostra como o controle cascata melhora o desempenho dinâmico do sistema. A constante de tempo da malha fechada da temperatura do reator será menor quando se usa o sistema cascata.

3.4. Vantagens

As vantagens do sistema de cascata são:

1. os distúrbios que afetam a variável secundaria são corrigidos pelo controlador secundário, que é mais rápido, antes que possam influenciar a medição primaria.
2. o atraso de fase existente na parte secundaria é reduzido pela malha secundaria, melhorando a velocidade de resposta da malha primaria.
3. a malha secundaria permite uma manipulação exata da vazão de produto ou energia pelo controlador primário.

3.5. Saturação do modo integral

O controle em cascata é utilizado para eliminar os efeitos de pequenos distúrbios no processo.

Em aplicações do controle em cascata sempre há a possibilidade de haver a saturação dos dois controladores. O problema da saturação do modo integral é criado pela excursão da carga do processo além da capacidade da válvula de controle. A válvula irá ficar saturada em seu limite externo, 0 ou 100%, totalmente fechada ou aberta, fazendo com que haja um desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste do controlador primário. Se não for tomada nenhuma providência, o controlador primário irá saturar. Como conseqüência, o controlador secundário também irá saturar.

Uma solução simples e prática é utilizar a medição da variável secundaria como realimentação externa para o modo integral do controlador primário. Convencionalmente, o controlador primário é realimentado pela sua própria saída que é o ponto de ajuste do controlador secundário. Quando o controlador secundário estiver em operação normal, o seu ponto de ajuste coincide com a medição e o funcionamento da malha é igual ao modo convencional. Se houver uma diferença entre a medição e o ponto de ajuste do secundário, a ação integral do controlador primário fica estacionária e só é restabelecida quando a malha secundaria voltar a normalidade.

O que se fez, realmente, nessa nova configuração foi incluir a resposta dinâmica da malha secundaria dentro do circuito integral do controlador primário. A ação integral do controlador primário pode ser maior que a usual pois qualquer atraso ou variação na resposta da malha secundaria é corrigido pela ação do controlador primário.

Há ainda uma vantagem adicional: o controlador primário raramente precisa ser transferido para manual. Quando o controlador secundário estiver em manual, o controlador primário não poderá saturar, pois é quebrada a realimentação positiva para o seu modo integral.

Dois requisitos são essenciais ao novo sistema:

1. o controlador primário deve ter disponível a opção de realimentação externa ao modo integral.
2. o controlador secundário é comum, porém, não pode haver desvio permanente entre sua medição e seu ponto de ajuste. Ou, em outras palavras, o controlador secundário deve ter, obrigatoriamente, a ação integral, para eliminar sempre o desvio permanente.

3.6. Aplicações

Reator com temperatura e pressão

Seja a malha de controle de temperatura do produto de um reator, feito através da manipulação da vazão de entrada de vapor. Quando a pressão do vapor cai, o seu poder de aquecimento diminui. Para uma mesma vazão, tem-se uma diminuição da temperatura do produto. Essa diminuição do efeito de aquecimento do vapor só é sentida pela malha de temperatura. O elemento primário sentirá a diminuição da temperatura e irá aumentar a abertura da válvula. Essa correção é demorada. Nesse intervalo de tempo, se houver a recuperação da pressão original, certamente haverá um super aquecimento. Essa oscilação pode se repetir indefinidamente, com o processo nunca se estabilizando, pois a sua inércia é muito grande. O controle do processo é sensivelmente melhorado com o controle em cascata.

O controle de temperatura do reator anterior é melhorado colocando-se um outro controlador de pressão na entrada da alimentação de vapor. Agora, tem-se o controlador de pressão cascateado pelo controlador de temperatura. A saída do controlador de temperatura, chamado de primário, estabelece o ponto de ajuste do controlador de pressão, chamado de secundário. Nessa nova configuração, quando houver a diminuição da pressão de vapor, mesmo com a vazão constante, o controlador de pressão irá abrir mais a válvula, para compensar a menor eficiência do vapor. As variações de pressão da alimentação do vapor são corrigidas rapidamente pela malha de pressão e em vez de serem corrigidas lentamente pela malha de temperatura.

Reator com temperatura cascateando temperatura

É possível se ter uma variável cascateando outra variável da mesma natureza, por exemplo, temperatura cascateando a temperatura.

Uma aplicação típica é a do controle de temperatura de reator, com aquecimento de vapor em jaqueta externa. As variações da temperatura do produto são mais lentas e demoradas que as variações da temperatura da jaqueta de aquecimento. Nessas condições, pode-se usar a temperatura do produto como a variável primaria e a temperatura do aquecimento externo como a secundaria. Quando houver variações na temperatura da jaqueta, a correção é feita diretamente pelo controlador secundário.

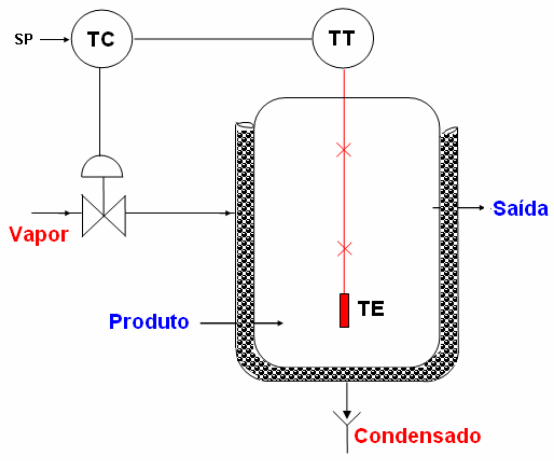


Fig. 8.11. Controle de temperatura convencional

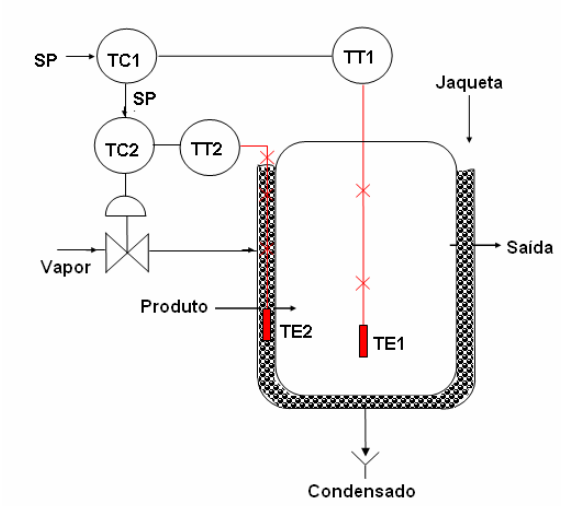


Fig. 8.12. Controle cascata temperatura – pressão

4. Controle de Faixa Dividida

4.1. Conceito

O objetivo de estender ou dividir a faixa é alterar a faixa normal de um elemento final da que ele dispõe, aumentando ou diminuindo-a. Este controle é chamado de *split range*. Por exemplo, em vez de a válvula operar entre 20 e 100 kPa (normal), ela opera entre 20 e 60 kPa (metade inferior) ou entre 60 e 100 kPa (metade superior).

O controle de faixa dividida ou de *split range* consiste de um único controlador manipulando dois ou mais elementos finais de controle. Neste controle, é mandatório o uso do posicionador da válvula. Os posicionadores são calibrados e ajustados e as ações das válvulas são escolhidas para que os elementos finais de controle sejam manipulados convenientemente. Por exemplo, uma válvula pode operar de 0 a 50% do sinal e a outra de 50 a 100% do sinal de saída do controlador.

4.2. Aplicações

Aquecimento e resfriamento

A **Fig.** 8.12 mostra um esquema de controle de temperatura para um processo batelada (batch), usando um tanque de reação química que requer a temperatura de reação constante. Para começar a reação o tanque deve ser aquecido e isto requer uma vazão de vapor através da serpentina. Depois, a reação exotérmica produz calor e o tanque deve ser resfriado e isto requer uma vazão de fluido

refrigerante, através de outra (ou da mesma) serpentina.

O controle suave da temperatura é conseguido pelo seguinte sistema básico:

1. a saída do controlador de temperatura varia gradualmente quando a temperatura do tanque aumenta
2. quando o controlador solicita que a válvula de aquecimento esteja totalmente aberta, a válvula de resfriamento deve estar totalmente fechada
3. quando o controlador solicita que a válvula de resfriamento esteja totalmente aberta, a válvula de aquecimento deve estar totalmente fechada
4. no meio do caminho, ambas as válvulas devem estar simultaneamente fechadas, de modo que não haja nem aquecimento nem resfriamento.
5. cada válvula se move de modo contrário e seqüencial à outra.

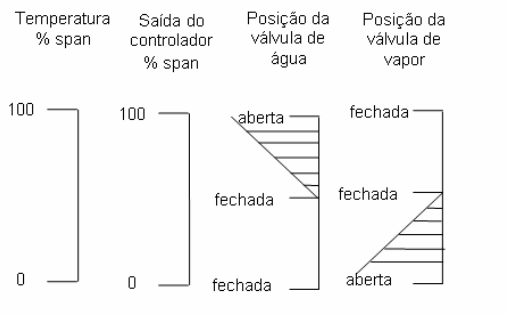


Fig. 8.12. Sistema de controle de faixa dividida

Temperatura com dois combustíveis

Também há aplicações envolvendo o aquecimento por dois combustíveis, onde a primeira válvula A(do combustível mais barato) é atuada pela saída do controlador, indo de 0 a 100% de abertura. Depois de totalmente aberta, a segunda válvula B (do combustível mais caro) começa a atuar, indo também de 0 a 100%. Neste caso, pode-se ter as duas válvulas totalmente fechadas (no início do processo) ou totalmente abertas, (no máximo aquecimento) simultaneamente.

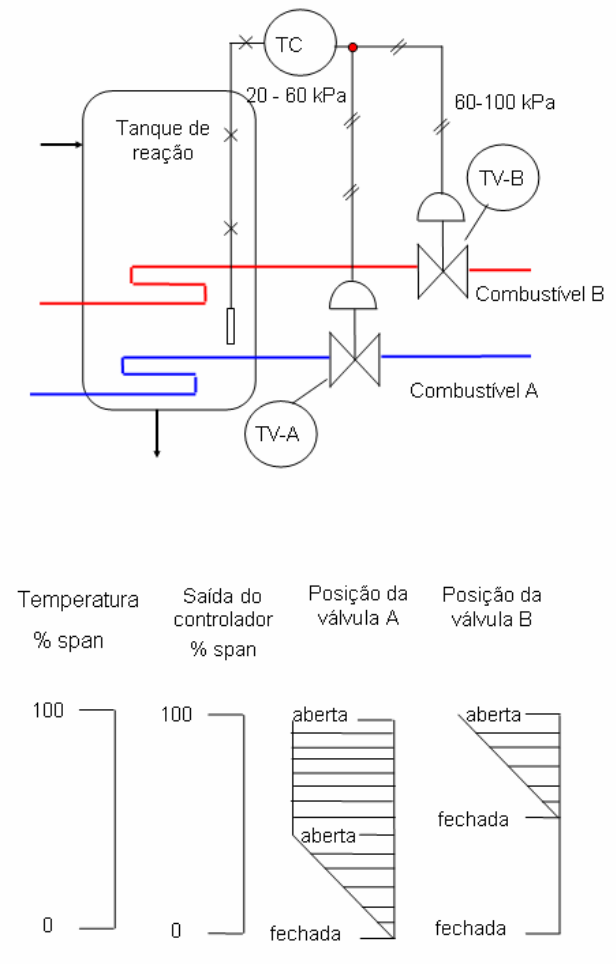


Fig. 8.13**.** Controle de Faixa Dividida

7. Controles chaveados

Os conceitos de controle chaveados são divididos em

1. seletivo
2. seletor (alta ou baixa)
3. estrutura variável

O controle eletivo (Fig. 8.18) envolve um chaveamento na entrada do controlador, que recebe o sinal de dois transmissores de análise. Quando um deles falha, o outro assume a função de enviar o sinal de medição.

O controle seletor (Fig. 8.19) envolve dois (ou mais) controladores com o chaveamento na saída, pois há um único elemento final de controle. Em operação normal o controlador de vazão (FIC) opera; quando o nível se aproxima de um valor crítico (muito baixo), automaticamente o controlador LIC assume o controle. Nesta configuração, é necessário a proteção contra saturação do modo integral dos controladores, pois o controlador que está fora

de controle, mas ligado, pode saturar se tiver a ação integral.

O controle de estrutura variável (Fig. 8.20) permite o controlador TIC controlar o processo com uma válvula TVA, até que a pressão atinja valor perigoso. Agora o controlador de pressão assume o controle da válvula principal e o controlador de temperatura atua na válvula secundaria, TVB. Também é necessária a realimentação externa ao modo integral ao PIC, para evitar a saturação da saída (não é necessária a realimentação ao TIC pois ele sempre está operando).

Todo esquema de controle seletor chaveado inclui obrigatoriamente um seletor de sinais.

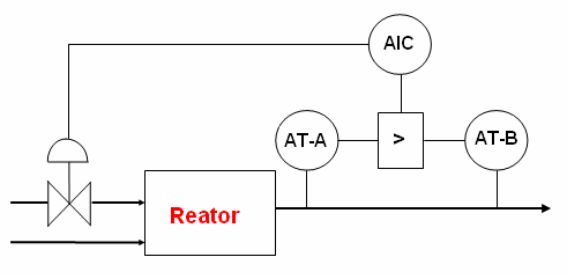


Fig. 8.18. Controle chaveado

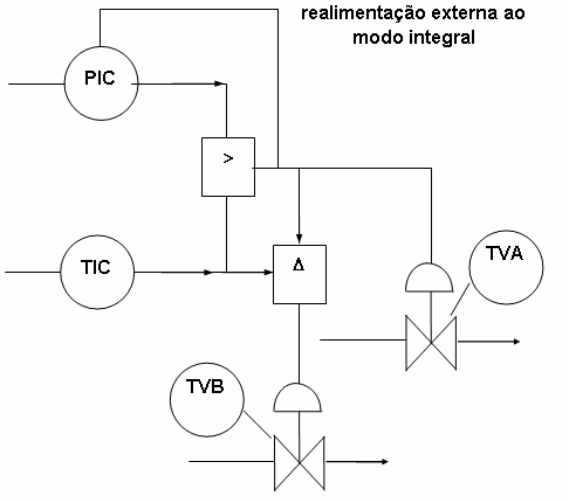


Fig. 8.19. Controle auto seletor, com proteção contra saturação do modo integral

8. Controle Auto-Seletor

8.1. Conceito

O controle auto-seletor é também chamado de controle seletivo, controle limite, *override* ou *cut-back*.

Há situações onde a malha de controle deve conhecer outras variáveis controladas, por questão de segurança e controle. Isto ocorre principalmente em plantas altamente automatizadas, onde o operador não pode tomar todas as decisões nas situações de emergência, partida e de parada do processo.

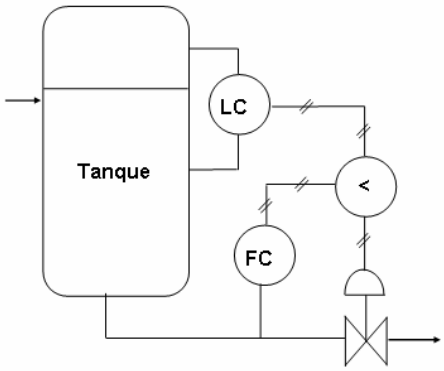


Fig. 8. 20. Controle auto seletor entre nível e vazão

O controle auto seletor é uma forma de controle multivariável, em que a variável manipulada pode ser ajustada em qualquer momento, por uma variável, selecionada automaticamente entre diversas variáveis controladas diferentes. A filosofia do controle auto-seletor é a de se usar um único elemento final de controle manipulado por um controlador, selecionado automaticamente entre dois ou mais controladores. Tendo-se duas ou mais variáveis medidas, aquela que estiver em seu valor crítico assume o controle do processo.

Outro enfoque de se ver o controle auto-seletor é considerar os dois controladores ligados a uma única válvula de controle. Em condições normais, uma malha comanda a válvula; em condições anormais, a outra malha assume automaticamente o controle, mantendo o sistema dentro da faixa de segurança. O controle normal é cortado apenas durante o período necessário para se restabelecer a segurança do sistema. Quando a condição anormal desaparece, a malha normal assume novamente o controle.

8.2. Exemplos

O conceito de controle seletivo ou auto seletor é explicado pelo exemplo na Fig. 08, que mostra um tanque cujo nível é controlado pela modulação da válvula de controle na linha de dreno de saída. A vazão do dreno do tanque é controlada usando-se a mesma válvula. Há duas exigências do processo:

1. em operação normal, o tanque é esvaziado com uma vazão constante, estabelecida no controlador de vazão. Vazão muito elevada é considerada critica.
2. o nível muito baixo é considerado uma situação critica que deve ser evitada

Quando o nível ficar muito baixo, o controlador de nível entra automaticamente em ação e substitui o controlador da vazão. Quando a vazão tender a aumentar, o controlador de vazão está em ação e também corta o excesso de vazão. Sempre, a válvula toma a posição menos aberta dos comandos dos dois controladores.

A escolha de qual controlador deve assumir o controle é feita automaticamente por um relé seletor, que faz uma transição suave de um sinal de entrada para outro. A função seletora deste relé pode ser incorporada ao circuito do controlador.

Note que esta configuração é totalmente diferente do controle de cascata. No controle de cascata, nível cascateando a vazão, o ponto de ajuste do controlador de vazão é estabelecido automaticamente pelo controlador de nível. Assim, quando o nível diminui, a saída do controlador também diminui e o ponto de ajuste do controlador de vazão também diminui. No controle de cascata, a vazão é diminuída continuamente pelo abaixamento do nível.

No controle auto seletor, a vazão é constante e o valor é estabelecido externamente pelo operador de processo. Em operação normal, a vazão é a variável controlada e manipulada, ao mesmo tempo. Quando o nível atinge um valor crítico, automaticamente o controlador de nível assume o controle. A partir deste ponto, a vazão de saída do tanque tende a diminuir com a diminuição do nível do tanque. Quando o nível é baixo, a variável controlada passa a ser o nível e a manipulada contínua sendo a vazão.

Outro exemplo de sistema de controle seletivo envolve sistemas com mais de um elemento sensor. Os sinais de três transmissores de temperatura localizados em vários pontos ao longo de um reator tubular entram em um seletor de alta (HS). A temperatura mais elevada é enviada ao controlador de temperatura cuja saída manipula a água fria. Assim, este sistema controla o pico de temperatura no reator, qualquer que seja o ponto onde ela esteja.

Outro exemplo comum é o controle de duas vazões de um reator, onde o excesso de um dos reagentes poderia levar a composição no reator para uma região onde poderia haver explosão. Assim, é vital que a vazão deste reagente seja menor do que algum valor crítico, relativo a outra vazão. São usadas medições múltiplas e redundantes da vazão e o maior sinal das vazões é usado para o controle. Em adição, se as diferenças entre as medições de vazão excedem algum valor razoável, o sistema inteiro será *intertravado*, até que a causa da discrepância seja encontrada.

Assim, os controles over ride e seletivo são muito usadas para manipular problemas de restrições e segurança. Os limites de alta e baixo nas saídas do controlador são também muito usadas para limitar o valor da variação permitido.

8.3. Características

O sistema de controle auto seletor, qualquer que seja o seu enfoque, sempre possui os seguintes componentes:

1. duas ou mais malhas de controle, com os transmissores de medição e os controladores.
2. um seletor de sinais, de mínimo ou de máximo. O seletor eletrônico de sinais podem receber até quatro sinais simultâneos. O seletor pneumático só pode receber dois sinais de entrada e são usados (n-1) seletores quando se utilizam n controladores pneumáticos.
3. um único elemento final de controle,
4. opcionalmente, o sistema pode ter uma estação manual de controle (HIC), para a partida suave. Há sistemas que provêm todos os controladores com a opção de seleção e atuação automático - manual e outros que possuem uma única e independente atuação manual.

8.4. Cuidado para a não Saturação

No controle auto seletor apenas um controlador atua, enquanto todos os outros estão fora do circuito. O sinal de um controlador vai até a válvula, os sinais de todos os outros acabam no seletor de sinais. Esta é a condição mais favorável para o aparecimento da saturação: a saída inoperante de um controlador automático, contendo o modo integral e em funcionamento.

Para se evitar a saturação das saídas de todos os controladores que estejam na malha e cujos sinais são inoperantes, pois apenas um sinal é selecionado os controladores do sistema, sem exceção. Essa realimentação é feita para o circuito integral de cada controlador do sistema e, portanto, todos devem ter essa possibilidade extra de realimentação externa.

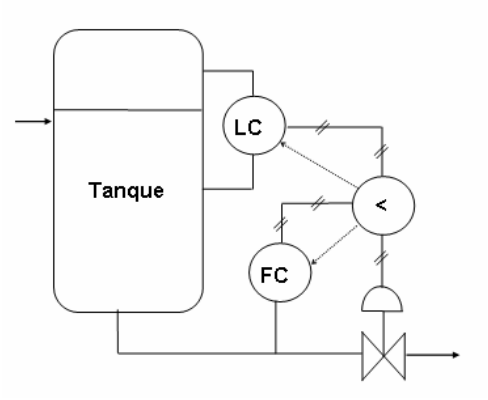


Fig. 8.21. Realimentação externa para evitar saturação do modo integral dos controladores

A realimentação da saída do seletor de sinais para todos os controladores está redundante para aquele controlador momentaneamente selecionado e atuante no processo, porém a realimentação é essencial a todos os controladores restantes, pois ela os impede de saturarem.

Quando se tem os controladores eletrônicos, basta prove-los com a opção de realimentação externa. Quando se usam controladores pneumáticos e vários seletores de sinais é possível, através de ajustes convenientes nos seletores, se conseguir um controle satisfatório do sistema. Porém, em sistemas mais difíceis é necessário se prover cada controlador pneumático com uma chave batelada, para otimizar a resposta dinâmica do processo. Mas, a aplicação das chaves só é necessária e justificável quando o processo sofre variações bruscas, se aproximando de um processo descontínuo, tipo batelada.

8.5. Aplicações

O sistema de controle unitário de seleção automática é empregado nos seguintes casos:

1. para proteção de equipamentos, quando a saída do controlador da variável que atinge valores perigosos é cortada e outro controlador assume o controle.
2. para aumentar a confiabilidade da malha de controle, quando são colocados instrumentos redundantes. É o que ocorre em instrumentação de plantas nucleares, onde se utilizam geralmente três transmissores para cada variável crítica; um seletor de sinais escolhe o valor mais seguro, conforme uma programação pré determinada.
3. para otimizar o controle do sistema, de modo que a variável com valor mais próximo do valor crítico seja a responsável pelo controle. Tem-se vários controladores, porém, apenas o controlador da variável com o valor crítico assume o controle do sistema. O operador final do controle estará sempre numa posição segura.

Controle de Compressor

O funcionamento correto do compressor depende basicamente de três variáveis:

1. a pressão de sucção, que não pode ser muito baixa. Se a pressão de sucção for muito baixa, há problema de cavitação na bomba e o compressor pode inverter o sentido do fluxo.
2. a carga do motor, que não pode ser muito alta, sob pena de se queimar o motor.
3. a pressão de descarga, que não pode ser muito elevada. Se a pressão da descarga subir muito, a vazão após a válvula pode aumentar demais e ficar pulsante e descontínua.

O sistema de controle auto seletor para o compressor é constituído de:

1. o transmissor e o controlador de pressão de sucção, de ação direta.
2. o transmissor de temperatura (ou corrente elétrica), proporcional a carga do motor elétrico, com controlador de ação inversa.
3. o transmissor e o controlador da pressão de descarga, com ação inversa.
4. o gerador de rampa, para a partida suave do sistema. O sinal gerador manualmente deve ser da mesma

natureza que os sinais de saída dos controladores.

5. o seletor de sinais, no caso seletor do sinal mínimo. Quando o equipamento é pneumático, é necessário se utilizar de vários reles, pois o relé pneumático só pode receber dois sinais simultâneos nas entradas.
6. a válvula de controle, com ação ar-para-abrir.
7. como os controladores possuem a ação integral e para impedir que os modos integrais saturem, todos os controladores devem possuir a opção extra de realimentação externa ao modo integral. O sinal da saída do relé seletor, que vai para o elemento final de controle, deve ser realimentado externamente a todos os controladores.

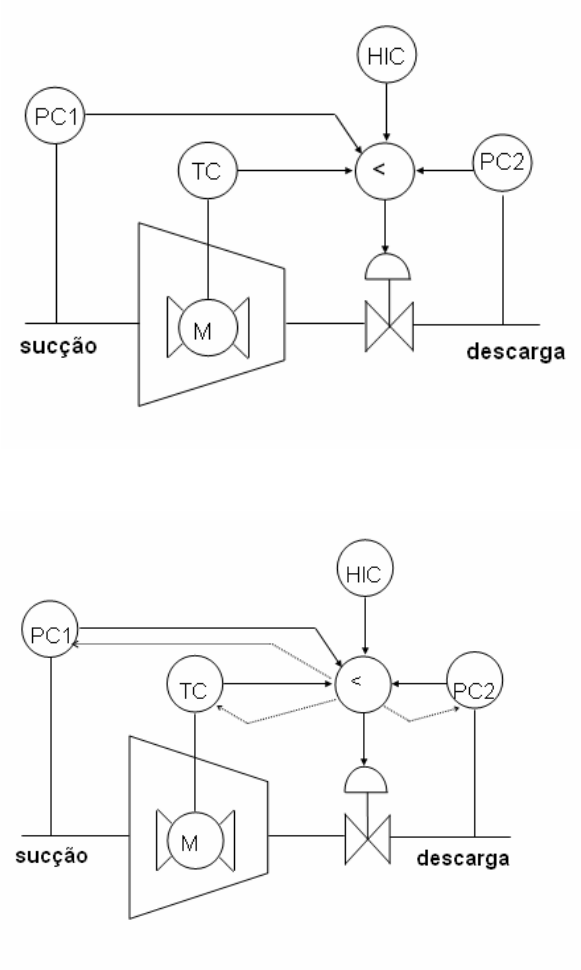


Fig. 8.22. Controle auto seletor com proteção contra saturação do modo integral dos controladores

10. Controle de Relação (Ratio)

10. 1. Conceitos

O controle de relação é também chamado de razão, fração ou proporção. O controlador de fração de vazões ou de relação de vazões é simbolizado com o tag FFC ou FrC.

O controle relação é freqüentemente parte de uma estrutura de controle feedforward; há quem considere o controle de relação como um sistema de controle elementar de feedforward. O controle de relação é um sistema unitário de controle, com a função de manter uma proporção fixa e determinada entre duas variáveis, normalmente duas vazões. Exemplos comuns industriais incluem:

1. manter uma relação de refluxo constante em um coluna de destilação,
2. manter quantidades estequiométricas de dois reagentes sendo alimentados em um reator,
3. purgar fora uma percentagem fixa de um jato de alimentação de uma unidade,
4. misturar dois produtos, como gasolina e álcool numa relação constante.
5. m sistema é considerado de controle de relação quando:
6. as duas variáveis X e Y são medidas
7. apenas uma das duas variáveis é manipulada, por exemplo X,
8. a variável realmente controlada é a relação K entre as duas variáveis X e Y.

O controle de relação (geralmente de vazões) é aplicado para regular misturas ou quantidades estequiométricas em proporções fixas e definidas.

O objetivo do controle de relação é ter uma relação controlada fixa entre as quantidades de duas substâncias, como

$$\frac{A}{B} = r$$

Assim, é possível se ter A = r B ou então

$$B = \frac{1}{r} A$$

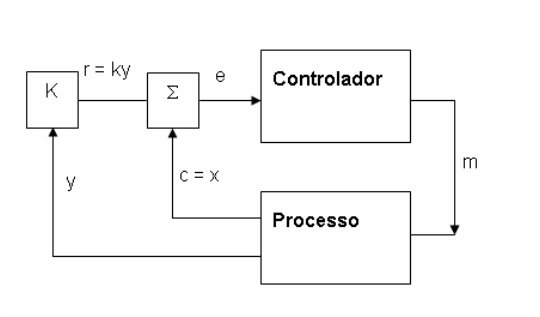


Fig. 8.23. Diagrama de blocos do controle de relação

Blending é uma forma comum de controle de relação envolvendo a mistura de vários produtos, todos em proporções definidas. A Fig. 8.9 mostra o diagrama de blocos do conceito de controle de relação. A álgebra é feita fora do controlador para evitar problemas de ganho e, como conseqüência, de estabilidade.

No controle de relação de duas vazões, uma vazão necessariamente deve variar livremente e a outra é manipulada. Quando se tem o controle de relação de várias (n) vazões, uma delas deve ser livre e as (n-1) são manipuladas. Enfim, sempre deve haver um grau de liberdade, no mínimo.

Os estados operacionais dependem da aplicação. Quando se tem várias malhas, é possível tirar algumas do modo relação e operá-las independentemente. É possível também se manter a relação, mesmo com a malha em manual. Os parâmetros operacionais dependem da aplicação.

Os valores monitorados são o ponto de ajuste (relação) e os valores medidos das duas vazões.

10.2. Características

A maioria das aplicações se refere ao sistema de relação de vazões ou de quantidades. O sistema pode envolver mais de duas substâncias.

Para se evitar os problemas de não-linearidade e as variações do ganho, o calculo da relação deve estar fora da malha de controle. O ponto de ajuste passa a ser a relação desejada

r = KY

se X for a variável controlada. Ou então,

r= Y/K

se Y for a variável controlada.

Tipicamente, o ganho ou a relação de uma estação de relação é ajustado entre 0,3 a 3,0. A soma das relações deve ser sempre constante, de modo que quando um componente aumenta o outro deve diminuir correspondentemente. A soma das relações é sempre igual a 100%, ou na forma normalizada, igual a 1,0. Quando as medições das vazões são feitas através das placas de orifício, a relação entre a pressão diferencial e a vazão é não-linear, o ganho da estação de relação é o quadrado do ajuste de relação. Portanto, o ajuste de relação é a raiz quadrada do ganho e, portanto, variável entre 0,6 a 1,7.

O controle de relação é conseguido por dois esquemas alternativos, com um divisor ou com um multiplicador. No esquema com o divisor, as duas vazões são medidas e sua relação é computada por um divisor. A saída do divisor entra em um controlador PI convencional como um sinal de medição do processo. O ponto de ajuste do controlador de relação é a relação desejada. A saída do controlador vai para a válvula na variável manipulada que altera uma vazão, mantendo constante a relação das duas vazões. Este sinal computado pode também ser usado para acionar um alarme ou um interlock.

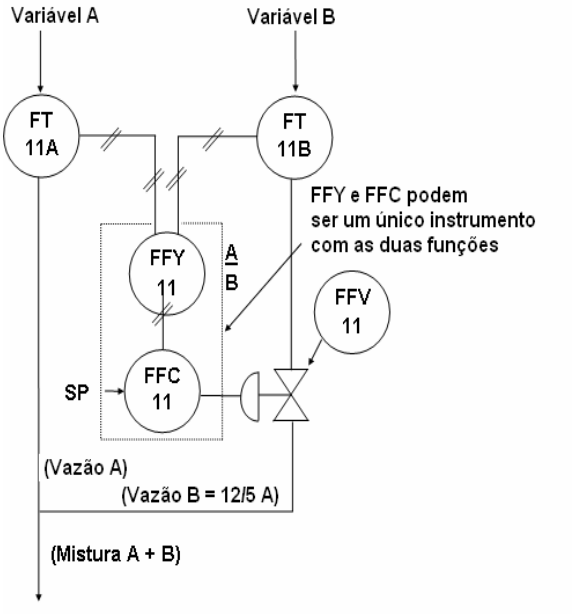


Fig. 8.26**.** Controle de Relação de Vazões

No esquema com o multiplicador, a vazão livre é medida e este sinal é multiplicado por uma constante, que é a relação desejada. A saída do multiplicador é o ponto de ajuste de

um controlador com ponto de ajuste remoto. A faixa típica do multiplicador é de 0 a 2,0.

O controle de relação deve ter todos os componentes da malha montados próximos um do outro e os tempos de respostas devem ser os menores possíveis. Uma variação na variável não controlada deve ser detectada imediatamente pela controlada.

O controle de relação pode ser considerado como um caso simplificado de controle preditivo antecipatório. As medições são feitas na entrada do sistema e as variações da vazão não-controlada causam a mudança da variável controlada. A vazão misturada (variável controlada) não é medida.

A vazão não-controlada para o controle de relação pode ser controlada independentemente ou manipulada por outro controlador, que responda a outras variáveis.

Ambas as vazões devem estar nas mesmas unidades.

Ambos os sinais devem ser da mesma natureza (pneumático ou eletrônico), da mesma relação matemática (linear ou raiz quadrada) e os transmissores devem possuir a mesma rangeabilidade.

Há diferentes tipos de controle, quanto as parcelas com relação controlada. Assim, pode se ter:

1. relação fixa de duas partes, sendo ambas as variáveis de vazão medidas e somente uma vazão é controlada. A variável secundaria é controlada numa proporção direta com uma variável primaria não controlada. Como extensão, podem ser misturados até n componentes, sendo necessárias (n-1) estações de relação de vazões.
2. relação fixa entre uma parte e o total. Mede se e controla se a parte e a soma das partes é medida e não controlada. Essa aplicação ocorre quando a medição da variável não controlada é impossível, inacessível, de alta viscosidade, corrosiva.
3. relação fixa de duas quantidades de vazão. Em vez de se ter a relação de duas vazões, tem-se relação de duas totalizações de vazões. A quantidade da variável secundaria é controlada numa direta com a quantidade de uma variável primaria não controlada. Geralmente se aplica quando se requer alta precisão e se utilizam turbinas, que são apropriadas para a totalização e são muito precisas.
4. relação entre duas ou mais variáveis, não necessariamente vazões. São usados computadores analógicos para executar as operações matemáticas envolvidas.

10.3. Aplicações

Controle de relação com o divisor

As duas vazões são medidas e sua relação é computada pelo divisor. Esta relação computada entra no controlador convencional PI como o sinal de medição do processo. O ponto de ajuste é a relação desejada. A saída do controlador faz a vazão controlada seguir uma relação fixa com a outra vazão não controlada. Este sistema 'e usado quando se quer saber continuamente a relação entre as vazões. O sinal da relação pode ser usado para alarme, override ou intertravamento.

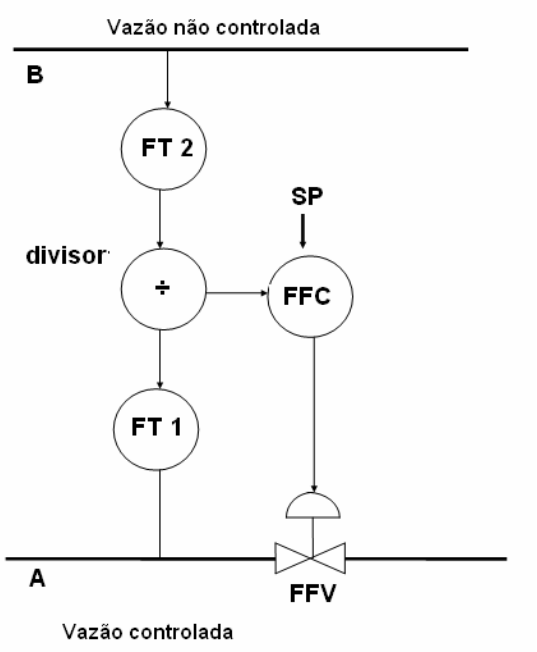


Fig. 8.27. Controle de relação com divisor

Controle de relação com o multiplicador

A vazão não controlada é medida e passa por um multiplicador, cuja constante é a relação das vazões desejada. A saída do multiplicador é o ponto de ajuste remoto do controlador de vazão. A saída do controlador manipula a vazão controlada.

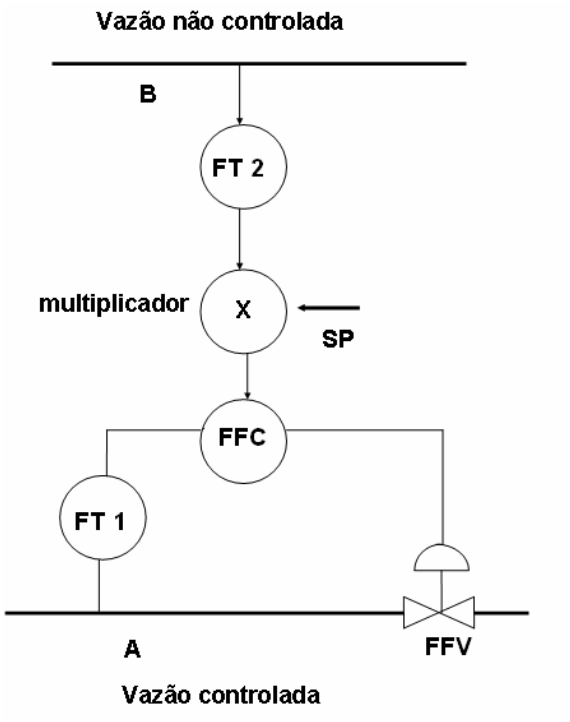


Fig. 8.28**.** Controle de relação com multiplicador

Controle de relação e cascata

Sejam as duas vazões dos componentes A e B, alimentando o tanque. O nível do liquido é afetado pela vazão total, por isso o controlador de nível cascatea o controlador da vazão A, ou seja, o ponto de ajuste do controlador da vazão A é estabelecido pela saída do controlador de nível do tanque. A vazão A, por sua vez, está relacionada fixamente com a vazão B, através do controlador de relação de vazão. A composição do liquido do tanque depende exclusivamente da relação das vazões A e B. O controlador de analise de composição estabelece o fator de relação do multiplicador.

O controlador de relação atua na vazão B. Para se evitar altos ganhos em baixas vazões por causa das placas de orifício, usam-se extratores de raiz quadrada. Para diminuir o efeito do controlador de composição no nível do líquido, a vazão B deve ser a menor das duas vazões.

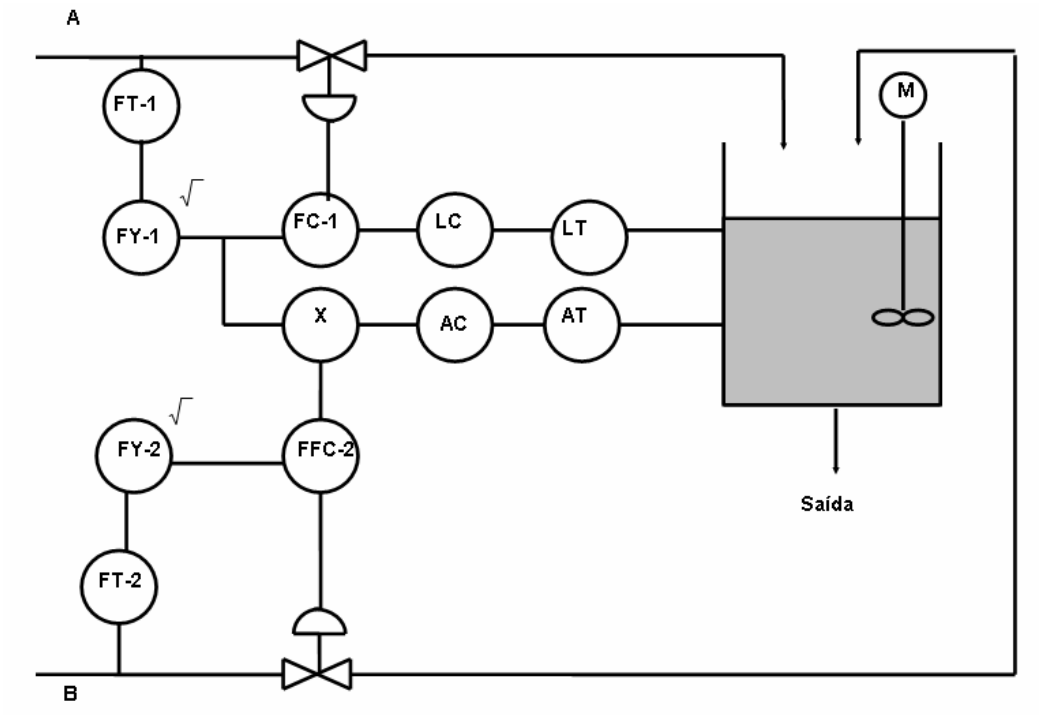


Fig. 8.1. Malah combinando controles de relação e cascata

Referências Bibliográficas

(Todos estes livros pertencem à Biblioteca do autor e todos os livros, exceto os que os amigos tomaram emprestados e esqueceram de devolver, foram e são continuamente consultados para a elaboração e atualização de seus trabalhos.)

Ahson, S.I., Microprocessors with Applications in Process Control, New Delhi, Tata Mc Graw-Hill, 1984.

Anderson, N.A., Instrumentation for Process Measurement and Control, 2ª ed., Radnor, Chilton, 1980.

Andrew, W.G., Applied Instrumentation in the Process Industries: 1 - A Survey, Houston, Gulf, 1974.

Andrew, W.G., Applied Instrumentation in the Process Industries: 2 - Pratical Guidelines, Houston, Gulf, 1974.

Andrew, W.G., Applied Instrumentation in the Process Industries: 3 - Engineering Data, Houston, Gulf, 1974.

Andrew, W.G., Applied Instrumentation in the Process Industries: 4 - Control Systems, Houston, Gulf, 1982.

AT&T Technologies, Statistical Quality Control Handbook, Charlotte, Western Electric, 1956, 1984.

Banks, J., Principles of Quality Control, New York, John Wiley, 1989.

Barney, G.C., Inteligent Instrumentation, Hempstead, Prentice Hall, 2ª ed, 1988.

Bennett, S., Real-Time Computer Control: an Introduction, Cambridge, Prentice-Hall, 1988.

Bentley, J.P., Principles of Measurement Systems, 3ª ed., Singapore, Longman, 1995.

Berk, A.A., Microcontrollers in Process and Product Control, New York, McGraw-Hill, 1986.

Blaschke, W.S. & McGill J., Control of Industrial Processes by Digital Techniques, Amsterdam, Elservier, 1976.

Bollinger, J.G. & Duffie, N.A., Computer Control of Machines and Processes, Reading, Addison-Wesley, 1988.

Bolton, W., Instrumentação & Controle, São Paulo, Hemus, ©? (sic).

Bolton, W., Control Engineering, Malaysia, Longman Group, 1992.

Bolton, W., Instrumentation & Process Measurements, Hong Kong, Longman Group, 1991.

Bracewell, R., Fourier Transform and its Application, New York, McGraw-Hill, 1965.

Buckley, P.S., Techniques of Process Control, Huntington, R.E. Krieger Pub., 1979.

Ceaglske, N.H., Automatic Process Control for Chemical Engineers, Tokyo, John Wiley - Topoan, 1956.

Chopey, N.P., (editor), Instrumentation and Process Control, New York, McGraw-Hill, 1996.

Connell, B., Process Instrumentation Applications Manual, New York, McGraw-Hill, 1996.

Considine, D.M., Chemical and Process Technology Encyclopaedia, New York, McGraw-Hill, 1974.

Considine, D.M., Process Instruments and Controls Handbook, 2ª. ed., New York, McGraw-Hill, 1985.

Considine, D.M., Process Instruments and Controls Handbook, 3ª. ed., New York, McGraw-Hill, 1993.

Considine, D.M. & Ross, S.D., Handbook of Applied Instrumentation, New York, McGraw-Hill, 1964.

Coughanowr, D.R. & Koppel, L.B., Process Systems Analysis and Control, Tokyo, McGraw-Hill Kogakusha, 1965.

Cox, D.R., Planning of Experiments, Singapore, John Wiley, 1958.

Currell, G., Instrumentation - Analytical Chemistry, London, John Wiley, 1987.

Dally, J.W., Instrumentation for Engineering Measurements, 2ª ed., Singapore, John Wiley, 1993.

D'Azzo, J.J. & Houpis, C.H. Feedback Control Analysis, Tokyo, McGraw-Hill Kogakusha, 1960.

Dieter, G.E., Engineering Design, 2ª ed., Singapore, McGraw-Hill, 1991.

Doebelin, E.O., Measurement Systems - Application and Design, 4ª ed., Singapore, McGraw-Hill, 1990.

Dorf, R.C., Mordern Control Systems, Reading, Addison Wesley, 1974.
Emanuel, P. & Leef, E., Introduction to Feedback Control Systems, New York, McGraw-Hill, 1979.
Eveleigh, V.W., Introduction to Control Systems Design, New York, McGraw-Hill, 1972.
Figliola, R.S. & Beasley, D.E., Theory and Design for Mechanical Measurements, Singapore, John Wiley, 1995.
Fisher, T.G., Alarm and Interlock Systems, Research Triangle Park, ISA, 1984.
Fitzgerald, B., Control Valves for the Chemical Process Industries, New York, McGraw-Hill, 1995.
Fletcher, W.I., Engineering Approach to Digital Design, Singapore, Prentiece Hall, 1980.
Gayakwad, R. & Sikoloff, L., Analog and Digital Control Systems, Singapore, Prentice-Hall, 1988.
Gibbings, J.C., Systematic Experiment, Cambridge, Cambridge University Press, 1986.
Greenkorn, R.A. & Kessker, D.P., Transfer Operations, Tokyo, McGraw-Hill Kogakusha, 1972.
Harland, P.W., Pressure Gauge Handbook, Sellersville, Ametek, 1985.
Harriot, P., Process Control, New Delhi, Tata McGraw-Hill, 1964.
Harrison, T.J., Minicomputers in Industrial Control, Englewood Cliffs, ISA/Prentice Hall, 1983.
Herman, S.L. & Alerich, W.N., Industrial Motor Control, 2ª ed., New York, Delmar, 1990.
Hicks, C.R., Fundamental Concepts in the Design of Experiments, New York, Holt, Rinehart and Winston, 1982.
Holland, R.C., Microcomputers for Process Control, Oxford, Pergamon Press, 1983.
Holman, J.P., Experimental Methods for Engineers, 6ª ed., Singapore, McGraw-Hill, 1994.
Hordeski, M., Computer Integrated Manufacturing, Blue Ridge Summit, TAB, 1988.
Hougen, J.O., Measurements and Control Applications, Boston, Cahners Book, 1972.
Houpis, C.H. & Lamont, G.B., Digital Control Systems: Theory, Hardware, Software, Singapore, McGraw-Hill, 1983.
Hughes, T.A., Programmable Controllers, Research Triangle Park, 1989.
Hunter, R.P., Automated Process Control Systems - Concepts and Hardware, Englewood Cliffs, Prentice Hall, 1978.
Husain, A., Chemical process simulation, New Delhi, Wiley Eastern, 1986.
Instrument Society of America, Standards and Practices for Instrumentation, Research Triangle Park, 1986
Instrumentation Technology - Instrumentation and Control Systems Engineering Handbook, Blue Ridge, 1978.
Jacob, J.M., Industrial Control Electronics, Singapore, Prentice Hall, 1989
Johnson, C.D., Process Control Instrumentation Technology, 4ª ed., Englewood Cliffs, Prentice-Hall, 1993.
Jones, B.E., Instrumentation, Measurement and Feedback, London, McGraw-Hill, 19977.
Kalani, G., Microprocessor Based Distributed Control Systems, London, Prentice Hall, 1988.
Kamm, L.J., Successful Engineering, New York, McGraw-Hill, 1989.
Kelley, C.R., Manual and Automatic Control, New York, John Wiley, 1968.
Kirk, F.W. & Rimboi, N.R., Instrumentation, Chicago, ATS, 3ª ed., 1975.
Kissell, T. E., Understanding and Using Programmable Controllers, Englewood Cliffs, Prentice Hall, 1986.
Klaassen, K.B., Electronic Measurement and Instrumentation, Cambridge, Cambridge Univ. Press, 1996.
Kletz, T. C., What Went Wrong?, 2ª ed., Houston, Gulf Pub. Co, 1988.
Koren, Y., Computer Control of Manufacturing Systems, Tokyo, McGraw-Hill, 1983.
Lavigne, J.R., Introduction to Paper Industry Instrumentation, San Francisco, Miller Freeman, 1972.
Lavigne, J.R., Instrumentation Applications for the Pulp and Paper Industry, San Francisco, M. Freeman, 1979.
Lees, F. P., Loss Prevention in the Process Industries, 2 vol, London, Butterworths, 1986.
Leigh, J.R., Applied Digital Control, 2ª. ed., London, Prentice-Hall, 1992.
Leonhard, W., Introduction to Control Engineering and Linear Control Systems, Wiesbaden, Springer, 1976.
Lewis, E.E., Introduction to Reliability Engineering, Singapore, John Wiley, 1987.
Lipták, B.G., Instrument Engineer's Handbook: Process Control, 3ª ed., Oxford, Butterworth-Heinemann, 1995.
Lipták, B.G., Instrument Engineer's Handbook: Process Measurement, Oxford, Butterworth-Heinemann, 1995.
Lipták, B.G., Instrument Processing in the Industries, Philadelphia, Chilton, 1973.
Lipták, B.G., Optimization of Unit Operations, Philadelphia, Chilton, 1987.

Luyben, W.L. & Wenzel, L.A., Chemical Process Analysis, Englewood Cliffs, Prentice-Hall, 1988.
Luyben, W.L., Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers, Tokyo, Kogakusha, 1973.
Luyben, W.L., Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers, New York, McGraw-Hill, 1990.
Lyons, J.L. & Ausklan, C.L., Lyons' Encyclopedia of Valves, Van Nostrand, New York, 1975.
Marlin, T.E., Process Control, New York, McGraw-Hill. 1995.
Marshall, S.A., Introduction to Control Theory, London, Macmillan Press, 1978.
Martens, H. & Naes, T., Multivariate Calibration**,** Chichester, John Wiley, 1989**.**
Matley, J. (editor), Practical Process Instrumentation & Control, Vol. 2, New York, McGraw-Hill. 1986.
Matley, J. (editor), Valves for Process Control and Safety, New York, McGraw-Hill. 1989.
Mayne, R. & Margolis, S., Introduction to Engineering, New York, McGraw-Hill, 1982.
Mayr, O., Origins of Feedback Control, Clinton, Colonial Press, 1970.
McMillan, G.K., Tuning and Control Loop Performance, Research Triangle Park, ISA, 1983.
McNeill, D. & Freiberger, P., Fuzzy Logic, New York, Simon & Schuster, 1993.
Mollenkamp, R.A., Introduction to Automatic Process Control, Englewood Cliffs, ISA, 1984.
Moore, R.L., Measurement Fundamentals, Pittsburgh, ISA, 2ª ed., 1976.
Morari, M. & Zafiriou, E., Robust Process Control, Englewood Cliffs, ISA, 1989.
Morris, A.S., Principles of Measurement and Instrumentation, 2ª ed., Hertfordshire, Prentice-Hall, 1993.
Nachtigal, C.L., Instrumentation & Control, New York, John Wiley, 1990.
Nagrath, I.J. & Gopal, M., Control Systems Engineering, 2ª ed., New Delhi, Wiley Eastern, 1982.
Newell, R.B. & Lee, P.L., Applied Process Control: A Case Study, Victoria, Prentice Hall, 1989.
Noltingk, B.E., Instrumentation - Reference Book, 2ª. ed., Oxford, Butterworth Heinemann, 1995.
O'Higgins, P.J., Basic Instrumentation Industrial Measurement, New York, McGraw-Hill, 1966.
Padmanabhan, T.R., Digital Systems and Microprocessors, New Delhi, Tata McGraw-Hill, 1983.
Parker, S.P., editor, Dictionary of Scientific and Technical Terms, 5ª ed., New York, McGraw-Hill, 1994.
Patranabis, D., Principles for Process Control, New Delhi, Tata McGraw-Hill, 1981.
Patranabis, D., Principles of Industrial Instrumentation, New Delhi, Tata McGraw-Hill, 1984.
Patrick, D.R. & Fardo, S.W., Industrial Process Control Systems, Englewood Cliffs, Prentice Hall, 1985.
Patton, J.D. (editor), Instrument Maintenance Managers Sourcebook, North Carolina, ISA, 1980.
Platt, G., Process Control, Research Triangle Park, ISA, 1988.
Prett, D.M. & Garcia, C.E., Fundamental Process Control, Boston, Butterworths, 1988.
Pyzdek, T. & Berger, R.W., Quality Engineering Handbook, Milwaukee, ASQC Quality Press, 1992.
Rolston, D.W., Principles of Artificial Intelligence and Expert Systems Development, Singapore, McGraw-Hill, 1988.
Prett, D.M. & Garcia, C.E., Fundamental Process Control, Boston, Butterworths, 1988.
Ray, M., Engineering Experimentation, London, McGraw-Hill, 1992.
Rowbotham, G.E., Engineering and Industrial Graphics Handbook, New York, McGraw-Hill Book, 1982.
Sam Wilson, J.A., Control Electronics with an Introduction to Robotics, Chicago, SRA, 1986.
Sandori, P., Logic of Machines and Structures, New York, John Wiley, 1982.
Savas, E.S., Computer Control of Industrial Processes, Ljubljana, McGraw-Hill Mladinskaknjiga, 1965.
Schmitt, N.M. & Farwell R.F., Understanding Automation Systems, Dallas, Texas Instruments, 1984.
Schweitzer, P.A., Handbook of Valves, New York, Industrial Press, 1972.
Seborg, D.E., Edgar, T.F. & Mellichamp, D.A., Process Dynamics and Control, New York, John Wiley, 1989.
Shearer J.L. & Kulakowski, B.T., Dynamic Modeling & Control of Engineering Systems, Singapore, Macmillan, 1990.
Shinskey, F.G., Distillation Control, New York, McGraw-Hill, 1977.
Shinskey, F.G., Energy Conservation Through Control, New York, Academic Press, 1978.
Shinskey, F.G., Feedback Controllers for the Process Industries, New York, McGraw-Hill, 1994.
Shinskey, F.G., pH and Control in Process and Waste Streams, New York, John Wiley, 1973.
Shinskey, F.G., Process Control Systems, New York, McGraw-Hill, 1967.

Shinskey, F.G., Process Control Systems, 2ª ed., New York, McGraw-Hill, 1979.
Shinskey, F.G., Process Control Systems, 3ª ed., New York, McGraw-Hill, 1988.
Sianiko, H.W. (editor), Human Factors in the Design and Use of Control Systems, New York, Dover, 1961.
Simpson, C.D., Programmable Logic Controllers, Englewood Cliffs, Prentice Hall, 1994.
Singh, S.K., Industrial Instrumentation and Control, New Delhi, Tata McGraw-Hill, 1987.
Smith, C.A. & Corripio, A.B., Principles and Practice of Automatic Process Control, New York, John Wiley, 1985.
Stephanopoulos, G., Chemical Process Control, Englewood Cliffs, Prentice Hall, 1984.
Sydenham, P.H., Measuring Instruments: Tools of Knowledge and Control, London, Peter Peregrinus, 1979.
Tanenbaum, A.S., Computer Networks, 2ª ed., Upper Saddle River, Prentice Hall, 1995.
Ulanski, W., Valve & Actuator Technology, New York, McGraw-Hill, 1991.
Warnock, I.G., Programmable Controllers: Operation and Application, Cambridge, Prentice Hall, 1988.
Webb, J., Programmable Logic Controllers, 2a. ed., Maxwell-Macmillan, 1992.
Webb, J. & Greshock, K., Industrial Control Electronics, Singapore, Maxwell-Macmillan, 1992.
Weiss, M.D., Microprocessors in Industrial Measurement and Control, Blue Ridge Summit, Tab Books, 1987.
Wightman, E.J., Instrumentation in Process Control, London, Butterworths, 1972.
Wilhelm, R.E., Jr., Programmable Controller Handbook, Hasbrouck Heights, Hayden, 1985.
Wise, M. N., Precision and Exactitude, Princeton, Princeton Univ. Press, 1995
Wolf, S., Guide to Electronic Measurements and Laboratory Practice, Englewood Cliffs, Prentice-Hall, 1973.
Wong, Y.J. & Ott, W.E., Function Circuits: Design and Applications, New York, Mc Graw Hill, 1976.
Wright, P.H., Introduction to Engineering, 2ª ed., Singapore, John Wiley, 1994.